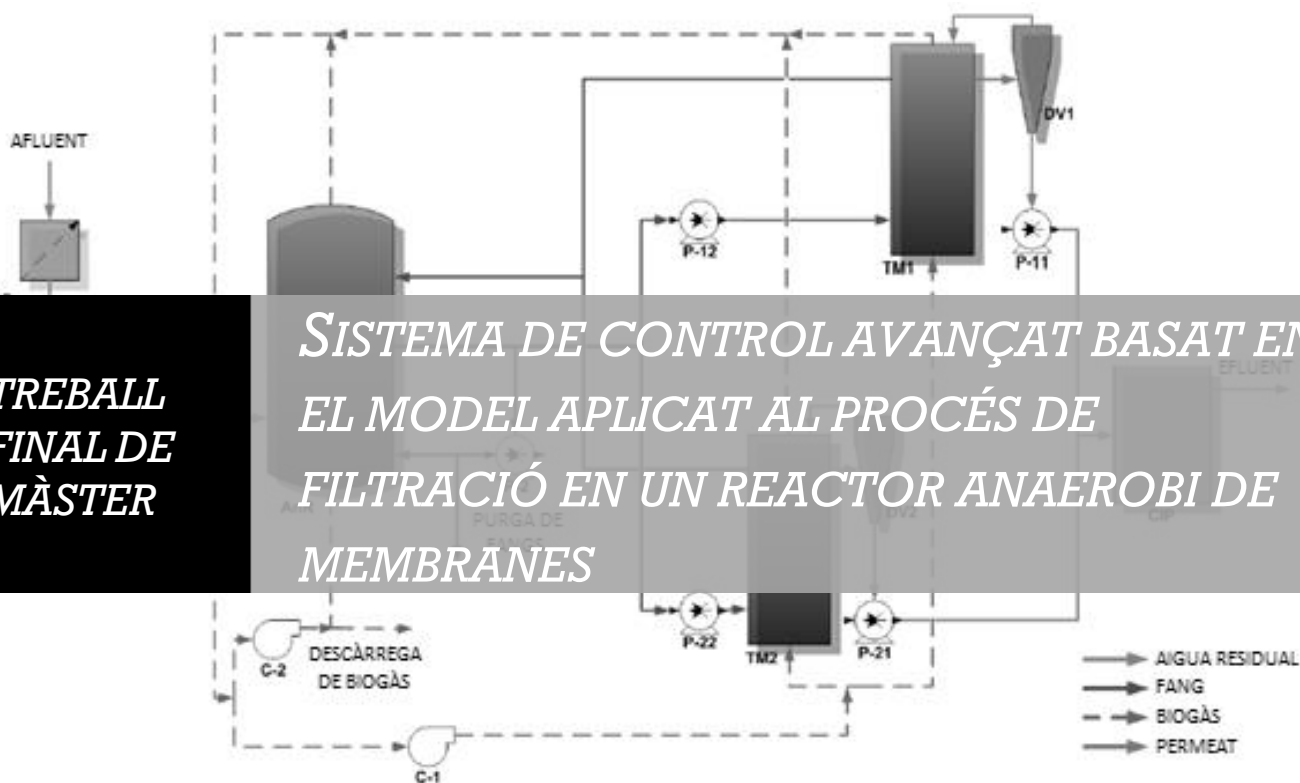


**TREBALL
FINAL DE
MÀSTER**

*SISTEMA DE CONTROL AVANÇAT BASAT EN
EL MODEL APLICAT AL PROCÉS DE
FILTRACIÓ EN UN REACTOR ANAEROBI DE
MEMBRANES*



Sergi Ubach Balagué

Directors:

Àngel Robles Martínez

Josep Ribes Bertomeu

*MÀSTER UNIVERSITARI EN ENGINYERIA AMBIENTAL
ESCOLA TÈCNICA SUPERIORS D'ENGINYERS DE CAMINS,
CANALS I PORTS - ETSICCP
UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA – UPV
UNIVERSITAT DE VALÈNCIA – UV*





SISTEMA DE CONTROL AVANÇAT BASAT EN EL MODEL APLICAT
AL PROCÉS DE FILTRACIÓ EN UN REACTOR ANAEROBI DE MEMBRANES



Índex

Llistat de figures.	4
Llistat de taules.....	6
Llistat d'acrònims.	7
1. Introducció.	8
1.1 Filtració.....	8
1.1.1 Microfiltració.	10
1.1.2 Ultrafiltració.	10
1.1.3 Osmosi Inversa.	11
1.2 Aplicació dels sistemes de membranes.....	12
1.2.1 Definició.....	12
1.2.2 Estructura i classificació de les membranes.....	13
1.2.3 Configuració i mòduls de membrana.	15
1.2.4 <i>Fouling</i> o embrutiment de la membrana.	17
1.2.5 Neteja de la membrana.....	20
1.3 Aplicació de la tecnologia de membranes al tractament d'aigües residuals.	21
1.3.1 Descripció d'un reactor biològic de membrana o MBR.....	22
1.3.2 Descripció del sistema AnMBR.....	23
1.4 Control de filtració.....	26
1.4.1 Instrumentació, control i automatització.....	26
1.4.2 Estructures de control.	27
1.4.3 Algoritmes de control.	28
1.4.4 Situació actual del control de filtració.....	35
2. Objectiu.	37
3. Material i mètodes.	38
3.1 Descripció de la planta SAnMBR.	38
3.2 Descripció del model.	39
3.2.1 Equacions cinètiques del model.	40
3.3 Elaboració de l'estratègia de control.	45
3.4 Equacions per al càlcul dels costos de funcionament del sistema.....	48
3.5 Simulació del sistema i implementació de llurs paràmetres.....	52
3.5.1 Simulació del sistema.	52
3.5.2 Implementació dels paràmetres del sistema.	54



4. Resultats i discussió d'aquests.	56
4.1 Resultats simulacions.	56
4.1.1 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 1000 s.	56
4.1.2 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 2000 s.	65
4.1.3 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 3000 s.	66
4.1.4 Anàlisi dels resultats.	67
4.2 Cost econòmic de funcionament.	69
5. Conclusions.	72
6. Bibliografia.	73
ANNEX 1.	79
4.1.2 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 2000 s (figures).	79
ANNEX 2.	86
4.1.3 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 3000 s (figures).	86

Llistat de figures.

Capítol 1

★ Fig. 1. 1: Mecanismes de filtració.....	9
★ Fig. 1. 2: Grau de filtració de la Microfiltració.....	10
★ Fig. 1. 3: Grau de filtració de la Ultrafiltració.	10
★ Fig. 1. 4: Grau de filtració de la Osmosi Inversa.	11
★ Fig. 1. 5: Esquema del funcionament d'una membrana de filtració.	13
★ Fig. 1. 6 Representació d'una membrana asimètrica integral (il·lustració superior) i una membrana composta de capa fina (il·lustració inferior).....	14
★ Fig. 1. 7: Esquema membrana d'enrotllament en espiral.	15
★ Fig. 1. 8: Esquema membrana de fibra buida.....	16
★ Fig. 1. 9: Esquema membrana tubular.	16
★ Fig. 1. 10: Esquema membrana plana.	17
★ Fig. 1. 11: Formes d'embrutiment de la membrana.	17
★ Fig. 1. 12: Esquema sistema MBR.....	22
★ Fig. 1. 13: Esquema de les diferents configuracions de AnMBR: (a) interna i submergida; (b) externa i submergida; i (c) externa en flux tangencial.....	23
★ Fig. 1. 14: Esquema sistema SAnMBR.	24
★ Fig. 1. 15: Esquema de les diferents configuracions de membranes submergides.	24
★ Fig. 1. 16: Diagrama simplificat de l'estructura de control per retroalimentació.....	27
★ Fig. 1. 17: Diagrama simplificat de l'estructura de control anticipatiu.	28
★ Fig. 1. 18: Diagrama simplificat de l'estructura de control combinat de retroalimentació i anticipatiu.....	28
★ Fig. 1. 19: Principals variables controlades en la tecnologia MBR (<i>Adaptat de Ferrero et al. [4]</i>)35	

Capítol 3

★ Fig. 3. 1: Esquema de la planta pilot.....	38
★ Fig. 3. 2: Esquema d'ús de les equacions per a traure el valor de BRF_v	48
★ Fig. 3. 3: Esquema muntatge simulació.....	53
★ Fig. 3. 4: J, Flux d'entrada d'aigua al sistema.	54



Capítol 4

- ★ Fig. 4. 1: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 56
- ★ Fig. 4. 2: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 58
- ★ Fig. 4. 3: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 59
- ★ Fig. 4. 4: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 61
- ★ Fig. 4. 5: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 63
- ★ Fig. 4. 6: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 64
- ★ Fig. 4. 7: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 79
- ★ Fig. 4. 8: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 80
- ★ Fig. 4. 9: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 81
- ★ Fig. 4. 10: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 82
- ★ Fig. 4. 11: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 83
- ★ Fig. 4. 12: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 84
- ★ Fig. 4. 13: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 86
- ★ Fig. 4. 14: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 87



- ✪ Fig. 4. 15: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 88
- ✪ Fig. 4. 16: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 89
- ✪ Fig. 4. 17: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 90
- ✪ Fig. 4. 18: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps. 91

Llistat de taules.

Capítol 1

- ✪ Taula 1. 1: Sistemes de control de filtració implementats en la tecnologia MBR (*Adaptat de Ferrero et al. [4]*)..... 36

Capítol 3

- ✪ Taula 3. 1: Taula dels valors dels paràmetres del sistema 55

Capítol 4

- ✪ Taula 4. 1: Taula de costs de les diverses simulacions..... 70



Llistat d'acrònims.

- ✧ FR → *Fouling rate* o embrutiment de la membrana.
- ✧ TRH → Temps de retenció hidràulica.
- ✧ TRC → Temps de retenció cel·lular.
- ✧ PTM → Pressió transmembrana.
- ✧ MBR → Reactor biològic de membranes (*Membrane Bioreactor*).
- ✧ AeMBR → Reactor biològic aerobi de membranes (*Aerobic Membrane Bioreactor*).
- ✧ AnMBR → Reactor biològic anaerobi de membranes (*Anaerobic Membrane Bioreactor*).
- ✧ SAnMBR → Reactor biològic anaerobi submergit de membranes (*Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor*).
- ✧ PLC → Controlador lògic programable (*Programmable Logic Controller*).
- ✧ ARU → Aigua residual urbana.
- ✧ MO → Matèria orgànica.
- ✧ MF → Microfiltració.
- ✧ UF → Ultrafiltració.
- ✧ OI → Òsmosis inversa.
- ✧ BRFR → Cabal de biogàs recirculat (*biogas recycling flow*).



1. Introducció.

Els sistemes de membranes són sistemes per a la separació de forma acurada dels elements en suspensió presents en l'aigua [1]. Aquesta tipologia de sistemes s'empren en múltiples camps degut a que permet filtrar l'aigua fins a poder eliminar-ne la presència de partícules microscòpiques. D'aquesta manera és possible obtenir-ne un aigua de bona qualitat i/o una separació i concentració d'un solut valuós o nociu.

Aquests sistemes però, si es vol aconseguir un nivell de filtració òptim o un nivell de rendiment elevat tot contemplant els costos energètics, humans i/o econòmics per a que siguin el més ajustats possibles, és necessari que disposin d'un sistema de control a l'alçada de les exigències, ja que són sistemes complexes i de fàcil desestabilització [2].

En aquest treball de final de màster el que es pretén és elaborar un sistema de control per a un procés de filtració d'un reactor anaerobi de membranes que permeti controlar l'embrutiment de les membranes tot minimitzant el consum energètic i els cicles de neteja. A més, aquest sistema de control ha de ser totalment extrapolable a tot procés de filtració que disposi de característiques similars al procés estudiat.

Abans però de posar-se a treballar en l'elaboració de la estratègia de control es fa necessari explicar i definir alguns conceptes. Per aquesta raó, es de menester començar amb el que és el procés de filtració en sí mateix, i totes les seves característiques i tipologies.

1.1 Filtració.

Un dels punts claus dels processos de filtració basats en la utilització de sistemes de membranes és l'elecció del procés de filtració segons les necessitats. Per tant, els processos de filtració es poden classificar segons aquell element que provoca el flux de matèria a través de la membrana i apart pel tamany de partícula que es pretén separar

Nogensmenys, els processos de filtració més emprats per al tractament d'aigües són aquells en que la clau per a la filtració és la pressió degut a la seva millor relació qualitat de l'aigua/cost d'operació. Dins d'aquest tipus de processos, es pot distingir entre diferents nivells de filtració segons el tamany de partícula que es vol separar: Microfiltració (MF), Ultrafiltració (UF) i Osmosi inversa (OI). Per a cadascun dels nivells de filtració és necessari un tipus adequat de membrana degut a que a cada nivell la pressió a aplicar és major.

El tipus de membrana de major implementació a escala industrial en els últims anys és la membrana d'ultrafiltració, gracies a la seva gran eficàcia de retenció i a una elevada qualitat de l'aigua obtinguda. A més, els costos de la filtració són cada vegada inferiors, gràcies als avenços en el desenvolupament estructura dels mòduls de membrana. Dins del grup de membranes d'ultrafiltració, cal destacar les membranes de fibra buida submergida, amb filtració de fora cap a endins. Aquestes membranes presenten, en comparació amb altres tipus existents tals com les de flux tangencial, menys consums energètics i menors requisits de neteja i manteniment.

Els indicadors fonamentals d'eficiència del procés de separació física per a qualsevol tipus de membrana, i en especial per a les de tipus de fibra buida submergida, amb filtració de fora cap a endins,

són la pressió transmembrana (PTM) requerida per a realitzar la separació, i el flux de permeat o flux transmembrana que aquesta proporciona. Ambdós paràmetres estan clarament condicionats pels diversos factors operacionals, tals com la concentració de sòlids del licor mescla, les relacions de temps establerts per a les diferents etapes de funcionament de les membranes, la freqüència d'etapes de neteja aplicades sobre les membranes, el cabal de gas insuflat al tanc de membranes per a minimitzar el *fouling* sobre la superfície de les membranes, etc.

En aquests processos, es defineix pressió transmembrana (PTM), com el gradient de pressió existent entre la superfície externa i la interna de la membrana. La PTM actua com a força impulsora per a l'obtenció d'un flux de permeat a través de la membrana. El càlcul d'aquest paràmetre dependrà del tipus de mecanisme de filtració aplicat, existint dos mecanismes bàsics: la filtració terminal o directa, i la filtració tangencial o cross-flow.

Per al cas de la filtració terminal (Fig. 1. 1), el filtrat es realitza de forma directa sobre la superfície de la membrana, no existint per tant un flux tangencial sobre aquesta, i concentrant de manera gradual el licor mescla sobre els voltants. Per al cas de de la filtració tangencial (Fig. 1. 1), la suspensió a filtrar circula de manera tangencial a la superfície de la membrana, reduint-se per tant la concentració del licor mescla en els voltants, degut a la velocitat tangencial del licor mescla.

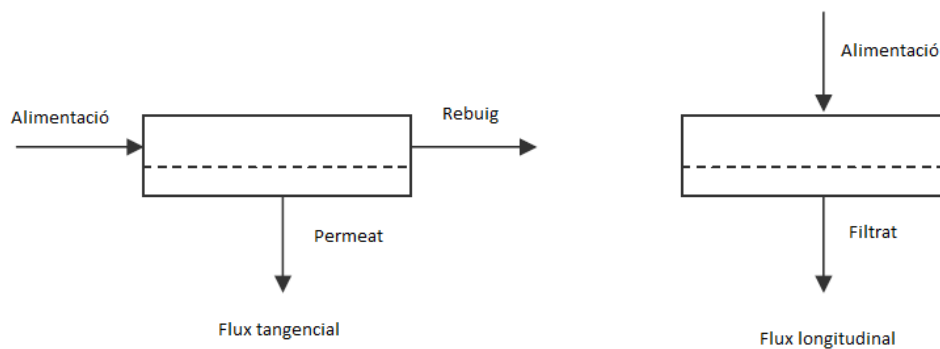


Fig. 1. 1: Mecanismes de filtració.

Els aspectes més importants a tenir en compte a l'hora d'establir el tipus de membrana a emprar per a una instal·lació determinada, sia en l'àmbit de la depuració d'aigües o en qualsevol altre tipus d'indústria, són, el propi tipus de membrana, el tipus de mescla a separar i el mode d'operació de les membranes (pressió aplicada, flux transmembrana, tamany de partícula a separar, etc.). La diferenciació dels tipus de processos de separació, governats per l'aplicació d'un gradient de pressió (MF, UF i OI), s'estableix tant per les pressions d'operació necessàries, com pel tamany de les partícules, molècules i/o ions en el solut retingut i en el permeat.

Pel general, a mesura que s'empren membranes amb majors capacitats de retenció, gracies a la reducció del tamany de porus d'aquestes, es precisen PTM superiors per a portar a terme la separació física. La reducció del tamany del diàmetre de porus de la membrana comporta però un increment de la resistència de la membrana al transport del fluid. Aquest increment de resistència és el responsable dels increments de pressió transmembrana requerits, traduïts al mateix temps en increments de l'energia requerida per a portar a terme el procés i dels costos globals d'aquest.

1.1.1 Microfiltració.

Aquest tipus de membrana es caracteritza per la separació de partícules amb un diàmetre comprés entre 0,1 i 10 μm (micropartícules). Tot i així, la classificació d'una membrana com a MF o UF no depèn tan sols de l'establiment d'un interval numèric, sinó que també depèn de l'estructura de la membrana. D'aquesta manera, es consideren membranes de microfiltració aquelles d'estructura simètrica, independentment del tamany de porus. En la figura següent (Fig. 1. 2) es pot observar quins són aproximadament aquelles elements que aquest tipus de membrana permetria deixar passar o retenir.

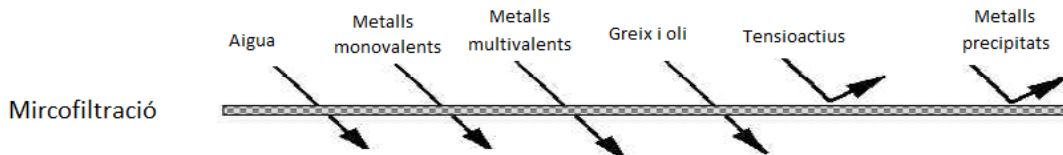


Fig. 1. 2: Grau de filtració de la Microfiltració.

Les membranes de MF presenten una resistència al transport al llarg de tot el gruix de la membrana, on el procés real de separació es porta a terme en una petita capa de coca de menor porositat que es forma en la superfície de la mateixa membrana. En aquests processos, l'interval de gradients de pressió aplicables estan entre les 0,1 i les 2 atm.

Algunes de llurs aplicacions d'aquest tipus de membranes en la indústria són:

- ✳ Estabilització de productes de la indústria agroalimentària, fonamentalment vi, cervesa i altres begudes.
- ✳ Eliminació de sulfurs metàl·lics precipitats.
- ✳ Etapes d'afinament en depuració d'aigües, després de processos de sedimentació.
- ✳ Determinats tractaments biològics d'eliminació de matèria orgànica (MBR).

1.1.2 Ultrafiltració.

Aquest tipus de membrana es caracteritza per ser de naturalesa asimètrica, composta per a una capa activa, amb un gruix comprés entre 0,1 i 1 μm , suportada sobre una subestructura porosa, amb un gruix compres entre 50 i 150 μm . D'aquesta manera és la primera capa la que exerceix el real efecte de filtració, essent la segona un simple suport per a la primera. En la figura següent (Fig. 1. 3) es pot observar quins són aproximadament aquelles elements que aquest tipus de membrana permetria deixar passar o retenir.

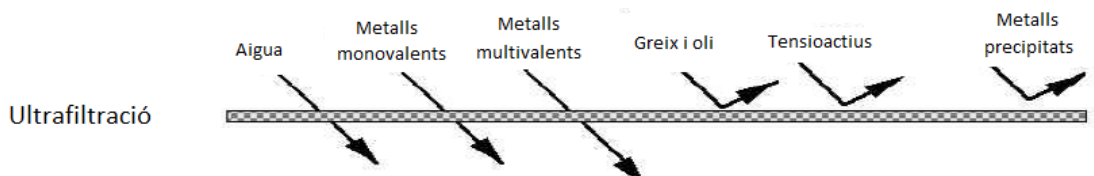


Fig. 1. 3: Grau de filtració de la Ultrafiltració.

En aquest tipus de membranes s'estableix un flux inversament proporcional al gruix efectiu. Es pot establir com diferència bàsica entre MF i UF la pròpia estructura de les membranes emprades, essent les primeres de tipus simètric i les segones de tipus asimètric (capa activa).

Aquest tipus de processos s'empren per a la separació de dissolucions que continguin macromolècules, soluts i dissolvents. Tot i presentar semblances amb la osmosi inversa, la principal diferència entre ambdues és que en la ultrafiltració la pressió osmòtica de la dissolució aliment és pràcticament menyspreable en comparació amb la que exerceix la osmosi inversa.

Algunes de les aplicacions de major rellevància d'aquest tipus de processos en la indústria són:

- ✳ Tractaments d'efluent industrials. Eliminació d'olis i molècules orgàniques de gran tamany.
- ✳ Concentració, purificació i separació de dissolucions de macromolècules en indústries químiques, d'aliments i farmacèutiques.
- ✳ Purificació d'aigua.
- ✳ Pretractament de l'aigua de mar per als processos d'osmosi inversa.
- ✳ Determinats tractaments biològics d'eliminació de matèria orgànica (MBR).

1.1.3 Osmosi Inversa.

Aquest tipus de membrana es caracteritza per ser de naturalesa asimètrica, essent la seva estructura similar a les membranes de ultrafiltració (capa activa i suport d'aquesta). La OI es basa en el principi de osmosi inversa (de natura contrària a la osmosi convencional, essent necessari l'aplicació del corresponent gradient de pressió) per a la separació del solut i del dissolvent. En la figura a tot seguit (Fig. 1. 4) es pot observar quins són aproximadament aquelles elements que aquest tipus de membrana permetria deixar passar o retenir.

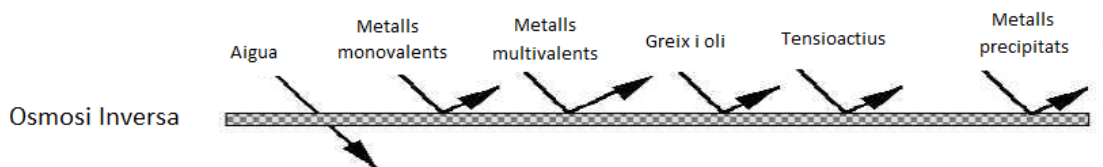


Fig. 1. 4: Grau de filtració de la Osmosi Inversa.

És per tant que la pressió aplicada serà major quant major sigui la concentració de solut en la dissolució, essent aquesta pressió necessàriament superior a la pressió osmòtica que regeix l'equilibri per a l'esmentada concentració de solut. Aquest procés de separació s'empra per a la separació de dissolucions formades per soluts (v.g. glucosa) o inorgànics (sals) de baix pes molecular i un dissolvent també de baix pes molecular (aigua generalment).

Les membranes emprades en aquest tipus de procés són d'elevada densitat, pel que precisen gradients elevats de pressió (s'ha de tenir en compte també l'existència d'un increment en el gradient aplicat de pressió per a la compensació de la pressió osmòtica). Aquest tipus de processos de filtració poden assolir gradients de pressió compresos entre els 7 i 70 atm.

Algunes de les aplicacions d'aquest tipus de membranes en la indústria són:

- ✳ Dessalinització d'aigües salobres i de mar, per a l'obtenció d'aigua potable.



- ✪ Obtenció d'aigua de puresa tal que permeti ser emprada per a la indústria de components electrònics.
- ✪ Tractament terciari d'aigües residuals.
- ✪ Eliminació de sòlids dissolts i contaminants orgànics dels lixiviats procedents d'abocadors de residus.

1.2 Aplicació dels sistemes de membranes.

Explicat ja en que consisteix el procés de filtració en sí mateix, ja es pot abordar en que consisteixen els sistemes de membrana per a processos de filtració. Un dels problemes fonamentals en aquells processos de separació, concentració i eliminació d'espècies químiques en l'aigua és principalment la seva efectivitat. Nogensmenys, des de la dècada dels anys 70, s'han desenvolupat principalment tecnologies que es fonamenten en l'ús de membranes semipermeables per a la separació dels contaminants de major tamany presents en l'aigua. En l'actualitat, aquest sector ha sofert un canvi substancial degut als avenços tecnològics en aquest camp que han permès l'obtenció de tècniques que permeten elaborar membranes molt més eficients, amb una vida útil major i amb un cost notablement inferior.

Degut a que aquest sistema permet l'eliminació de partícules de dimensions molt irrisòries presents en l'aigua, s'empra per a la potabilització i el tractament d'aquesta, permetent una elevada qualitat de l'aigua resultant amb una despesa relativament baixa d'energia. A més, una dels avantatges que té aquest sistema de tractament d'aigües és el fet de que no s'ha d'addicionar pas cap coagulant, floculant o qualsevol altre producte químic per a poder separar-ne els soluts presents en ella.

Una altra dels avantatges afegits dels sistemes de membrana degut al fet de poder separar els soluts presents en l'aigua, és que permet la recuperació de espècies dissoltes en la mateixa, espècies que fan que la seva recuperació per altres mètodes sigui completament inviable sinó impossible.

1.2.1 Definició.

Una membrana es pot considerar que és una barrera o pel·lícula permeoselectiva entre dos medis fluids, que permet la transferència de determinats components d'un medi a un altre i evita o restringeix el pas d'altres components. El transport de components a través d'ella es realitza sempre aplicant una força impulsora. Aquesta força impulsora pot ser deguda a gradients de concentració, pressió, temperatura o potencial elèctric.

La permeabilitat selectiva de les partícules ve determinada per la mida d'aquestes, la afinitat química amb el material de la membrana i/o la mobilitat dels components a través de la membrana (moviment convectiu o difusiu).

Les membranes, per a ésser efectives en els processos de separació i filtració han d'ésser resistents químicament (tant amb l'aliment com amb els productes de neteja), mecànica i tèrmicament estables, i tenir una permeabilitat elevada, alta selectivitat i resistència a les diferents operacions de filtrat.

La Fig. 1. 5 mostra un exemple genèric, en el qual es pot observar que s'hi generen dues corrents: la del permeat i la del concentrat. La primera, és la resultant de travessar la membrana la qual es troba en menor concentració o exempta d'aquelles partícules que es pretén separar. La segona, és la corrent residual del procés que conté una major concentració de partícules de la inicial.

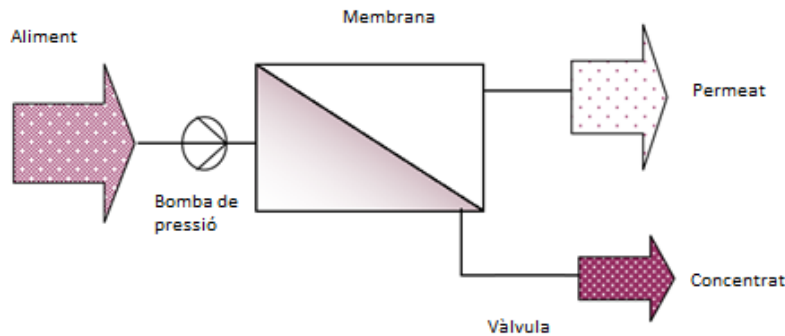


Fig. 1. 5: Esquema del funcionament d'una membrana de filtració.

1.2.2 Estructura i classificació de les membranes.

Les membranes poden ésser classificades en funció de diversos paràmetres, els quals aporten informació sobre llur estructura, natura, composició, pressió de treball, etc. [3]. A continuació, s'enumeren algunes d'elles:

1.2.2.1 Segons el mecanisme de separació.

- ✳ *Membranes poroses:* Produeixen separació per diferències de tamany i estan compostes per porus fins que donen lloc als diversos tipus de membranes, tals com les de microfiltració i ultrafiltració.
- ✳ *Membranes no poroses:* Poden considerar-se com a medis densos orientats a la separació per difusió d'espècies. La difusió té lloc en el volum lliure que es troba present entre les cadenes macromoleculares del material de la membrana. Les membranes d'osmosis inversa serien un exemple d'aquest tipus.
- ✳ *Membranes d'intercanvi iònic:* Són d'un tipus especial de membranes no poroses. Són gels inflats portadors de càrregues positives o negatives. Una membrana amb càrregues positives fixes es denomina membrana d'intercanvi aniònic, així com aquella que conté càrregues positives, s'anomena membrana d'intercanvi catiònic.

1.2.2.2 Classificació segons llur estructura.

- ✳ *Membranes Isòtropes (simètriques):* són d'aquest tipus si llur secció transversal ofereix una estructura porosa uniforme al llarg de tot el seu gruix, no existint zones de major densitat en una o ambdues cares de la membrana. Aquest tipus de membranes presenten una elevada permeabilitat al solvent i un baix rebuig de sals.
- ✳ *Membranes Anisòtropes:* aquestes presenten en la seva part exterior, en la cara en contacte amb la solució d'aport, una capa extremadament densa i fina sota la qual apareix un llit porós.

La capa densa i fina s'anomena "capa activa" i es la barrera que permet el pas del solvent i impedeix el pas del solut. La resta de la membrana sols serveix com a suport de la capa activa, actuant al mateix temps resistència al possible pas del solvent.

1.2.2.3 Classificació segons llur natura.

Les membranes anisòtrops poden ésser classificades al mateix temps com a:

- ✦ *Membranes asimètriques (integrals)*: en les que el material de la capa fina extrema i el material porós de suport són del mateix material (Fig. 1. 6).
- ✦ *Membranes compostes (mixtes)*: consta de tres capes de diversos materials (Fig. 1. 6):
 - *Capa superior*: la capa activa.
 - *Capa intermitja*: sec porós suport de la capa activa.
 - *Capa inferior*: teixit reforçat responsable de la resistència mecànica de la membrana.

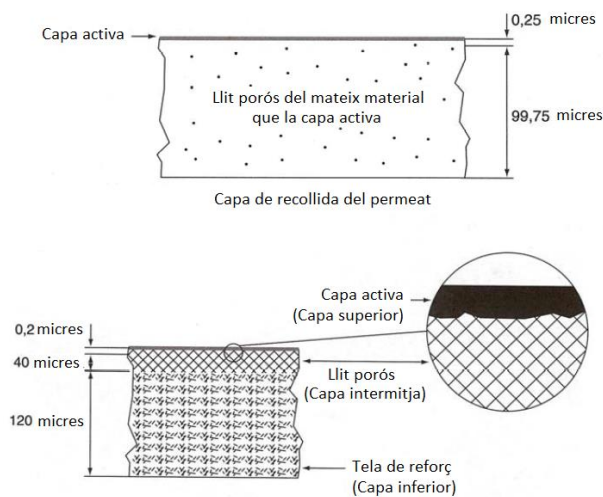


Fig. 1. 6 Representació d'una membrana asimètrica integral (il·lustració superior) i una membrana composta de capa fina (il·lustració inferior).

1.2.2.4 Segons llur natura química.

Poden realitzar-se a partir d'un gran nombre de materials diversos: orgànics i inorgànics.

- ✦ *Membranes orgàniques*: són aquelles en la capa activa esta fabricada a partir d'un polímer o copolímer orgànic. Les mes comunament emprades són les de cel·lulosa i llurs derivats, i les poliamides. Tanmateix, també se'n fabriquen en poliacrilonitril (PAN), polisulfones (PSf), polietersulfones (PES) i en polifluorur de vinilidè (PVDF) entre d'altres.
- ✦ *Membranes inorgàniques*: fonamentalment es tracten de materials ceràmics amb aplicacions molt específiques: òxids, nitrurs, carburs de metalls, etc.

1.2.2.5 Segons llur carga superficial.

Poden ser poroses o denses, amb restes aniòniques o catiòniques fixes en l'estructura de la membrana. La separació es conseqüència de la càrrega de la membrana, essent exclosos aquells

components que llur càrrega sigui la mateixa que la de la membrana. La separació també depèn de la càrrega i concentració dels ions de la solució: els ions monovalents són exclosos amb menor efectivitat que els divalents, així com el procés de separació és menys efectiu en solucions d'elevada càrrega iònica. Aquestes membranes són emprades en processos d'electrodialisi.

1.2.3 Configuració i mòduls de membrana.

Actualment, s'empren quatre tipus de configuracions per al suport de les membranes: enrotllament en espiral, fibra buida, tubular i plana.

1.2.3.1 Enrotllament en espiral.

Aquest tipus de membranes consisteixen en dues capes de membrana semipermeable separades per un teixit porós. Els extrems de la membrana van tancats per tres dels seus costats formant així un envoltant flexible. L'extrem obert de l'envoltant s'uneix a un tub central perforat. Entre dues envoltants flexibles es col·loca una malla de material plàstic que el que fa és separar les capes de la membrana durant el seu muntatge i provocar turbulència en la corrent d'alimentació durant el funcionament. Les envoltants en varies capes s'enrotllen al voltant d'un tub central, formant una configuració en espiral. Després, aquest muntatge es col·loca en un recipient previst par a suportar la pressió a la que ha d'ésser sotmès durant el seu ús. En la figura següent, es pot apreciar un esquema de llur muntatge (Fig. 1. 7):

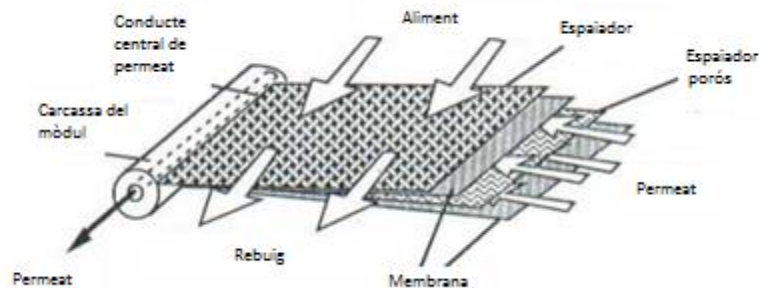


Fig. 1. 7: Esquema membrana d'enrotllament en espiral.

El funcionament, l'aigua d'alimentació, a una pressió superior a la osmòtica, passa, a través de la membrana, a l'interior del teixit suport porós pel que accedeix al tub central perforat on es recull i elimina del sistema. La configuració en espiral presenta una gran superfície de membrana per a unitat de volum, un reduït cost de fabricació i certa facilitat de neteja, tant per via química com hidràulica.

El problema que presenta aquest tipus de sistema és el de que no es pot emprar per al tractament de líquids d'elevada terbolesa, al ser la secció de pas entre les membranes molt petita, i per tant, ser susceptible d'obstruir-se.

1.2.3.2 Fibra buida.

Les membranes de fibra buida consisteixen en tubs buits de tamany molt reduït. Les fibres s'agrupen normalment en centenars d'unitats en un feix cilíndric dins d'un distribuïdor porós pels

extrems. Els extrems de les fibres s'insereixen en una làmina de resina epoxídica, de manera que les totes les fibres queden fixades i queden exposats tots els orificis. Aquest feix cilíndric s'introdueix al mateix temps en un contenidor resistent a la pressió.

Les fibres poden agrupar-se de diverses maneres: agrupar-se formant una "U" amb els dos extrems en el tub de distribució, tal com en la figura següent (Fig. 1. 8), o fixat un extrem al tub de distribució i l'altre tancat sense sortida directa.

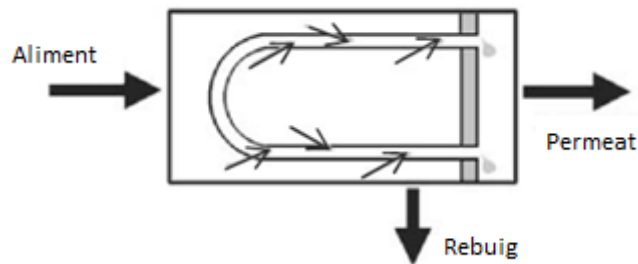


Fig. 1. 8: Esquema membrana de fibra buida.

Durant el funcionament l'aigua d'alimentació passa a pressió pel tub de distribució i, a través de la membrana, s'introdueix en l'orifici de cada fibra buida, recollint-se per l'extrem obert.

La configuració de fibra buida presenta la màxima superfície per unitat de volum. El seu cost de fabricació és superior a les d'enrotllament en espiral. Degut a que les fibres estan molt poc espaiades entre si en el feix, aquesta configuració és propensa a l'embrutiment, i per conseqüència a l'obstrucció, quan es treballa amb aigües carregades.

1.2.3.3 Tubular.

La configuració tubular és la més senzilla de totes en el que es tracta al seu disseny. La membrana es modela en la superfície interior d'un tub porós o bé es col·loca dins del mateix (Fig. 1. 9).

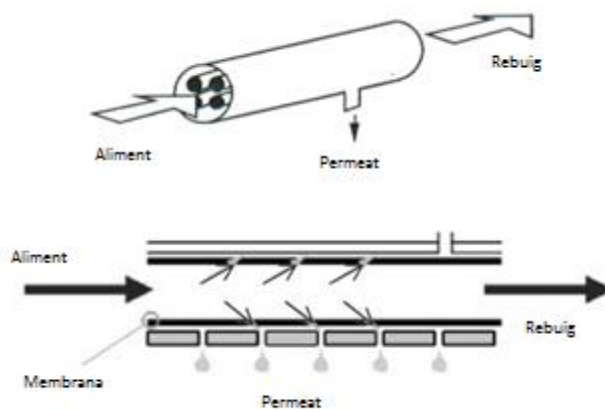


Fig. 1. 9: Esquema membrana tubular.

Durant el funcionament, l'aigua a pressió circula per l'interior dels tubs que contenen a la membrana. L'aigua purificada passa a través de la membrana i del tub porós, passant a un dipòsit de recollida per a la seva retirada del sistema.

El sistema tubular presenta una superfície de membrana per a unitat de volum reduïda. Sol emprar-se amb aigües o líquids d'elevada terbolesa ja que pot netejar-se amb facilitat tant amb medis mecànics com hidràulics. L'inconvenient que presenta aquest tipus de configuració és que requereix unes despeses d'inversió elevades.

1.2.3.4 Plana.

En la configuració plana les membranes són lamines unides a una placa rígida, de plàstic, amb canals acanalats en la superfície, o bé de fibra de vidre porós, o de paper porós reforçat, tal com mostra la figura que ve a continuació (Fig. 1. 10). Els conjunts placa/membrana es col·loquen en un recipient a pressió permetent així el contacte de l'aigua de procés amb tots els costats de les plaques.

Aquest disseny s'empra en processos químics i per al tractament de productes alimentaris.

Degut a la seva complexitat, els costos d'exploració i operació a gran escala resulten molt elevats.

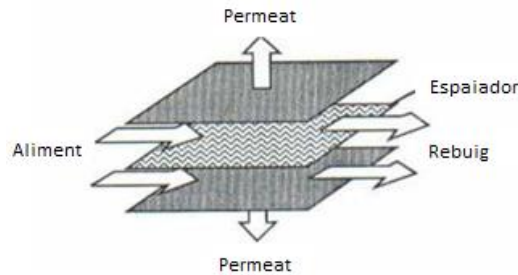


Fig. 1. 10: Esquema membrana plana.

1.2.4 Fouling o embrutiment de la membrana.

El *fouling* o embrutiment de la membrana, tal com el seu propi nom indica, descriu el fenomen de crostes sobre la superfície de la membrana degut a precipitats com l'adsorció de composts orgànics, microorganismes i partícules. En la Fig. 1. 11 es pot veure de forma esquemàtica les formes d'embrutiment.

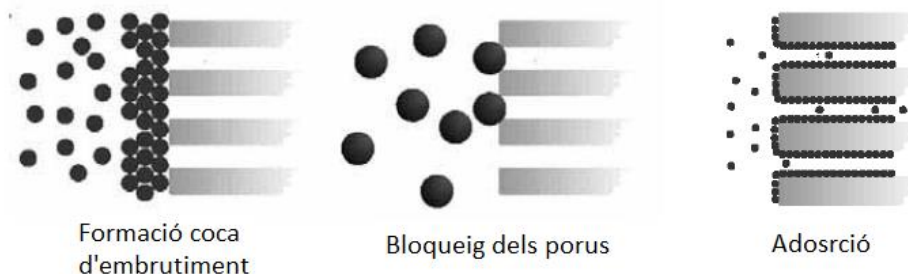


Fig. 1. 11: Formes d'embrutiment de la membrana.

El problema del *fouling* de la membrana és que produeix una reducció de la permeabilitat d'aquesta, provocant que hi hagi un increment dels costos d'operació i de manteniment del sistema. Aquest fenomen desemboca en que per a mantenir el mateix rendiment de filtració és necessari augmentar la pressió transmembrana amb la que es treballa. Això motiva que augmentin els riscos que



comprometen la integritat física tant de la membrana (augment desmesurat del seu desgast fins i tot arribant a la ruptura d'aquesta) com dels equips en general i l'increment del cost associat al bombeig.

1.2.4.1 Tipologia d'embrutiment.

En la literatura es poden trobar diferents classificacions dels tipus d'embrutiments que hi ha. Si atenem a la natura d'aquest, l'embrutiment pot ésser classificat de la següent manera:

- ✦ *Reversible*: fa referència a l'embrutiment que apareix durant el procés de filtració i que pot ser eliminat mitjançant per mètodes físics de la superfície de la membrana.
- ✦ *Residual*: fa referència a aquell embrutiment reversible que requereix una neteja física més acurada o un rentat a contracorrent potenciat químicament.
- ✦ *Irreversible*: fa referència a aquell embrutiment que no pot ésser eliminat de la superfície de la membrana mitjançant mètodes físics de neteja, raó per la qual es fa necessari l'ús de protocols de neteja per mètodes químics.
- ✦ *Irrecuperable*: fa referència a aquell embrutiment que no es pot retirar de la superfície de la membrana de cap de les maneres, ni amb l'ús de mètodes físics ni químics.

Si fem referència al seu origen, l'embrutiment de la membrana pot ésser classificat de la manera següent:

- ✦ *Particulat*: és aquell embrutiment causat per l'acumulació de partícules a granel en capes sobre la superfície de la membrana formant una coca.
- ✦ *Inorgànic*: és aquell embrutiment provocat per l'acumulació de precipitats de diversos composts inorgànics, col·loides i cristalls inorgànics en els porus i sobre la superfície de la membrana, compostos tals com la struvita, carbonat de calci (CaCO_3), sulfat de calci (CaSO_4) i carbonat de magnesi (MgCO_3).
- ✦ *Orgànic*: és l'embrutiment causat per l'acumulació i l'adsorció de diferents biopolímers orgànics (proteïnes i polisacàrids) en la superfície de la membrana. També anomenat *biofouling*.

1.2.4.2 Factors que influencien l'embrutiment.

En general, l'embrutiment de les membranes o *fouling* està fortament influenciat per diversos factors, els quals es poden dividir en quatre grans grups: les característiques d'alimentació, les característiques del licor d'entrada, les condicions d'operació i el disseny de l'equip de membranes.

D'aquests paràmetres abans esmentats, alguns afecten d'una forma directa a l'embrutiment de la membrana mentre que d'altres en redueixen la propensió a les incrustacions sobre ella. Tot això provoca que controlar la formació de *fouling* sigui quelcom complex.

Tot i que la formació de capes sobre la membrana es veu majoritàriament afectat per les característiques del licor d'entrada, les característiques de l'aigua d'alimentació, és a dir, les propietats que defineixen les característiques químiques de l'aigua (v.g. la salinitat), afecten a les propietats fisicoquímiques del propi licor.



Les característiques del licor d'entrada són determinants a l'hora de dissenyar els equips de filtració. La concentració de sòlids, la viscositat del licor i els productes deguts a l'activitat microbiana són factors completament determinants en la formació i les característiques de l'embrutiment, condicionant els períodes de neteja i les mètodes emprats per poder portar-la a terme.

El fet d'establir les condicions d'operació de la membrana afecta considerablement a l'embrutiment d'aquestes. Determinar el flux de final que creua la membrana i la pressió transmembrana que aquesta sofreix provoca una major o menor propensió a que s'hi produeixi la formació de crosta i al rebliment d'aquesta, incidint a més en la tipologia de neteja que després s'haurà d'aplicar per a netejar convenientment la membrana. A més, el mantenir el fang resultant més temps de l'estipulat pot incidir en que s'hi formin més precipitats dels convenients i que hi hagi una proliferació més acusada d'activitat biològica, i de formació de coca en general. També s'ha de tenir en compte que depenent de la quantitat de gas que es recirculi, la neteja de la membrana pot ser insuficient, provocant que la membrana perdi més rendiment de l'esperat.

Dissenyar convenientment l'equip de membranes segons la tipologia d'aigua a tractar és molt important degut a que la selecció del tamany de porus de la membrana determinarà de forma directa els cicles de neteja i de descans. Seleccionar una membrana amb un tamany de porus inadequat per al sistema en qüestió pot produir que no es s'aconsegueixi el rendiment esperat o que es consumeixin més recursos dels necessaris, amb el consegüent sobrecost.

1.2.4.3 Prevenió del *fouling*.

Per a pal·liar l'aparició del *fouling* sobre la membrana es poden seguir diverses estratègies, tals com:

- ✪ Optimització de la freqüència i durada de les etapes de neteja física, és a dir, el rentat en contracorrent i la relaxació.
- ✪ Optimització de la intensitat del bombolleig d'aire o gas per a la neteja de membrana (*gas sparging*).
- ✪ Operació sota condicions subcríiques de filtració, delimitades per l'anomenat flux crític.

S'ha de tenir en compte però que l'efecte d'aquestes variables operacionals sobre l'embrutiment de les membranes no esta del tot avaluable amb precisió a escala de laboratori ja que depenen en gran mesura de les dimensions mateixes de la membrana.

No obstant, tot i aplicant els sistemes anteriors, hi ha la possibilitat de que s'hi formin capes sobre la superfície de la membrana, capes que per descomptat han de ser retirades per a que els costos d'operació i/o de manteniment no es disparin. En el cas en que ens trobem amb embrutiment degut a acumulació de precipitats, el que se sol fer és eliminar-ne un dels ions que provoquen els precipitats o addicionar-ne reactius inhibidors de la precipitació. En canvi, en el cas de que l'embrutiment sigui degut al creixement de microorganismes (o "*biofouling*"), una de les possibles solucions és la desinfecció de l'aigua a tractar. Tanmateix, els materials polimèrics amb el que estan fetes les membranes tendeixen a degradar-se en presencia dels desinfectants que s'utilitzen normalment.



1.2.5 Neteja de la membrana.

Per a netejar la membrana i mantenir-la en les millors condicions hi ha dos tipus d'operacions de neteja: la neteja física i la neteja química. Nogensmenys, ambdós tipus d'operació no són excloents, pel que poden ser combinats si la situació així ho exigeix. Els procediments a emprar i els agents per a netejar les membranes són especificats pel fabricant segons el tipus de membrana i el tipus de precipitat a retirar.

1.2.5.1 Neteja física.

Un de les primeres accions en la neteja física, com s'ha fet esment de forma fugaç en el punt anterior, és el que s'anomena "*gas sparging*". Aquest consisteix en injectar gas tangencialment a la membrana. Així es pretén que el bombolleig del gas la faci vibrar i d'aquesta manera es desprengui la crosta de brutícia acumulada en llur superfície. Aquesta gas pot ser injectat externament o recirculat part del que s'hi produeix en el sistema. Aquest tipus d'acció es podria catalogar com a preventiva abans de la neteja ja que es realitzable durant el temps d'operació i no fa falta aturar el sistema per a portar-la a terme.

Per a eliminar l'acumulació de sòlids sobre la superfície de la membrana, el que es fa és realitzar rentats a contracorrent. Això consisteix en invertir el sentit habitual del flux d'aigua a través de la membrana. Durant el procés de filtració, la bomba de succió pot xuclar el permeat filtrat per la membrana del tanc on aquesta es troba. D'aquest permeat, se'n emmagatzema una petita part en un dipòsit habilitat per a poder ésser emprat a posteriori en el rentat a contracorrent. En el moment en que és precís realitzar el rentat de la membrana, es configura el sistema de forma que la bomba de succió xucla l'aigua tractada emmagatzemada en el dipòsit i és introduïda a pressió allí on es troba la membrana, eliminant d'aquesta manera els sòlids dipositats sobre la seva superfície. Durant el procés de retrorentat, s'obre una vàlvula per a descarregar tant el concentrat com l'aigua de rentat, la qual, posteriorment, pot ésser reintroduïda en el sistema i tractada de nou.

Acabat aquest pas, es procedeix a la relaxació de la membrana. És a dir, aquesta es deixa un temps en repòs per a que es recuperi del rentat en contracorrent abans de tornar a començar amb el procés de filtració. D'aquesta manera s'intenta alleugerir tensions sobre la membrana que podrien afectar-la.

La freqüència de la neteja dependrà de les condicions d'operació del sistema (temps d'operació, característiques del licor d'entrada, flux de treball, etc.), per tant, el rentat en contracorrent és un procés completament autocrític que en la majoria de plantes és iniciat mitjançant un PLC. El retrorentat s'inicia per a reduir la pressió necessària per a mantenir una taxa de filtratge constant, encara que també pot ésser iniciada després d'un període d'operació programat, sense tenir pas en compte la pressió. El rentat també pot ésser programat per a començar després de que s'hagi produït un cert volum de permeat. En la majoria dels casos, el retrorentat té lloc cada 30-60 minuts de treball, amb una durada d'un a tres minuts i es succeeix de forma continua quan el sistema es troba en funcionament.



1.2.5.2 Neteja química.

En el cas de que el rentat en contracorrent sigui insuficient per a restaurar el flux de treball, aleshores el que es fa és procedir amb un rentat químic de la membrana. Després d'aquest, s'assoleix una restauració parcial o completa del flux transmembrana. Per al rentat químic, s'empra normalment hipoclorit de sodi (NaClO) entre d'altres netejadors alcalins per a l'eliminació de l'embrutiment orgànic, mentre que per a l'eliminació de precipitats inorgànics s'empren àcids. En aquesta situació, la neteja no es pot realitzar de forma continua amb el sistema en funcionament tal com succeïa amb el contrarrentat. Es fa necessari l'aturada del sistema de membranes, al menys en la unitat de membranes que es pretén rentar ja que normalment les plantes de tractament consten de més d'un tanc de filtratge.

Com bé s'ha comentat, és important recalcar que la neteja de les membranes és quelcom molt important. Cal seguir detingudament l'evolució de l'embrutiment d'aquestes ja que si unes membranes brutes segueixen operant, el seu deteriorament pot ésser del tot irreversible, afectant a llurs característiques i afectant notablement a la seva integritat, produint que sigui necessari el reemplaçament prematur d'aquestes.

1.3 Aplicació de la tecnologia de membranes al tractament d'aigües residuals.

Les tècniques biològiques de tractament d'aigües residuals venen de molt temps enrere i es porten desenvolupant des d'aleshores. De tots els processos desenvolupats per al tractament d'aigües, el que s'ha estès més és el sistema convencional de fangs activats.

L'eficàcia dels processos biològics depèn de dos factors principals: la concentració de la biomassa en el reactor i la relació de transformació específica dels microorganismes. La majoria dels intents de millora dels processos biològics s'han centrat en el fet d'intentar augmentar la concentració de microorganismes en el reactor, ja be sigui separant els sòlids i líquids (principalment per decantació) i recirculant després la biomassa decantada o desenvolupant reactors de cultiu fix en el que la població microbiana es troba fixa en un suport.

La tecnologia de membrana, en els seus principis, tenia un ús molt limitat i tan sols s'emprava en el tractament d'afinament o terciari d'un procés convencional. Això era degut a als elevats costos d'inversió i operació i un desconeixement dels avantatges que podia oferir aquest tipus de tecnologia en el que es refereix al tractament d'aigües residuals. No obstant, el treball d'investigació i desenvolupament d'aquest tipus de tecnologia ha permès obtenir membranes d'ultrafiltració i microfiltració més productives i menys costoses, cosa que ha fet que els seus costos d'operació, operació i manteniment fossin més rendibles. Això, junt amb el fet de que s'hagin fet més restrictius els requisits d'abocament ha provocat que sorgís un nou sistema de tractament biològic: el reactor biològic de membrana (MBR).

Un alt rendiment de depuració amb una producció de fangs mínima, alta flexibilitat degut a les grans oscil·lacions en la natura de les aigües residuals i la menor necessitat d'espai possible són actualment els requisits bàsics que es plantegen per a aquest sistema de depuració d'aigües residuals més modern.

Així doncs, els reactors biològics de membranes són una modificació dels processos de tractament biològic convencional on te lloc la substitució dels tancs de sedimentació secundaris per unitats de membranes. L'avantatge d'aquesta substitució és que el procés de separació de membranes permet disposar d'una major concentració de biomassa en el reactor i a més permet descartar la mancança d'un tractament terciari o procés de desinfecció.

1.3.1 Descripció d'un reactor biològic de membrana o MBR.

Un reactor biològic de membranes combina bàsicament el procés de degradació biològica de la matèria orgànica amb un sistema físic de separació per membranes. En la figura que es troba tot seguit, es pot veure de forma esquemàtica llur constitució (Fig. 1. 12). Com a resultat de la combinació, s'obté un efluent sense sòlids i en alguns casos fins i tot sense microorganismes ni patògens (tot això depèn del tamany de porus que de que disposi la membrana seleccionada).

Amb aquesta combinació en un únic procés es pot mantenir la totalitat de la biomassa confinada dins del sistema, proporcionant d'aquesta manera un control perfecte del temps de permanència dels microorganismes en el reactor (edat del fang) i la desinfecció de l'efluent.

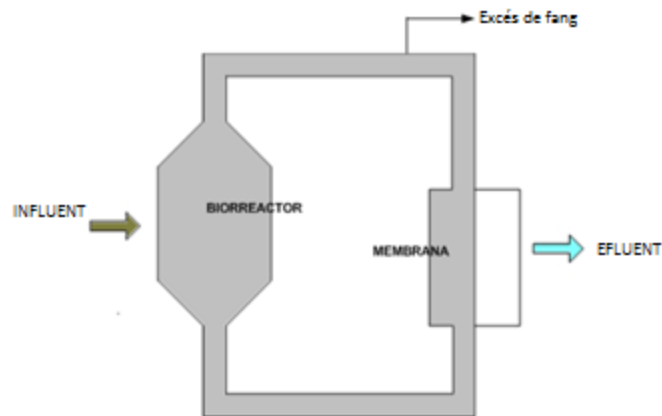


Fig. 1. 12: Esquema sistema MBR.

L'aigua a tractar entra dins del reactor MBR on es posa en contacte amb la biomassa on s'hi produeixen les reaccions biològiques que permeten la degradació de la MO. Just després, la mescla és bombejada del reactor cap al mòdul de membranes, on, sota pressió, la mescla és filtrada. L'efluent filtrat resultant es descarrega del sistema mentre que la biomassa es retorna al reactor. L'excés de fang es bombeja i es descarrega amb la finalitat de mantenir l'edat del fang constant.

Les membranes es netegen de forma periòdica, emprant la recirculació de gas (*gas sparging*) o un rentat en contracorrent i, en comptades ocasions, mitjançant un rentat químic o una combinació del rentat a contracorrent amb el rentat químic.

La llarga experiència en l'ús de membranes en tractaments aerobis d'aigües residuals ha demostrat que és possible aconseguir una separació eficaç de la biomassa, un efluent d'excel·lent i un augment del temps de retenció cel·lular (TRC) sense incrementar el volum del reactor. Per tant, cal esperar que la aplicació d'un procés de separació per membranes a un procés de tractament anaerobi d'aigües residuals urbanes proporcioni resultats satisfactoris.

Mitjançant la utilització de membranes és possible incrementar el TRC sense necessitat d'incrementar el volum del reactor. Gran part dels microorganismes queden confinats dins del sistema,

proporcionant un control perfecte del seu temps de permanència dins del reactor i una alta qualitat en l'efluent obtingut. A més, aquesta elevada retenció de sòlids permet creixements de diverses espècies de microorganismes no comuns, ja que tot i no formar flòculs, no són rentats amb l'efluent com passa amb les tecnologies basades en la separació per gravetat. Aquest fet augmenta les possibilitats d'aplicació d'aquesta tecnologia per a una gran diversitat d'aigües residuals, fins i tot amb contaminants persistents o de difícil degradació.

Degut a la tipologia dels processos biològics que poden ocórrer, els MBR es poden classificar en dos grans grups. El primer tipus, els MBR aerobis (*AeMBR*), els quals tot el tractament biològic es produeix en presència d'oxigen. El segon tipus, els MBR anaerobis (*AnMBR*), els quals tots els processos biològics es produeixen en absència total d'oxigen. En el primer cas, es fa necessària la injecció d'aquest element per a que el procés sigui òptim, donat que de forma natural la taxa d'oxigen present en la mescla no és constant. En el segon cas, s'ha de mantenir el sistema de forma que no sigui possible la presència d'oxigen en el sistema per a que els processos siguin els adequats.

1.3.2 Descripció del sistema AnMBR.

Tal com s'ha comentat molt breument en el punt anterior, els MBR es poden classificar segons la tipologia dels processos biològics que aquests entren. En el cas que tracta el present treball, s'opera amb un sistema biològic anaerobi. Un bioreactor anaerobi de membranes és un sistema integrat que combina un reactor anaerobi amb un sistema de membranes de microfiltració on es treballa en absència total d'oxigen.

Tal com es pot veure en la figura (Fig. 1. 13), el sistema de membranes es pot integrar amb el reactor biològic de tres formes diferents: de forma interna i submergida (A), de forma externa i submergida (B), i de forma externa en flux tangencial (C).

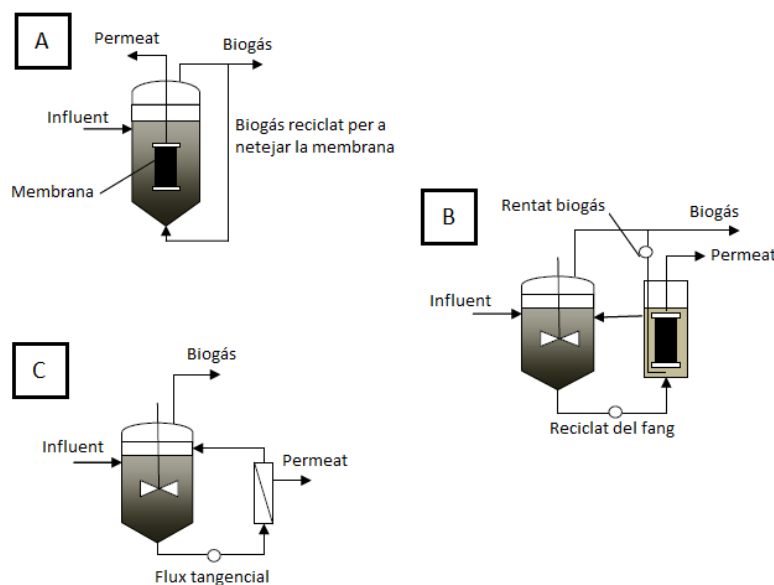


Fig. 1. 13: Esquema de les diferents configuracions de AnMBR: (a) interna i submergida; (b) externa i submergida; i (c) externa en flux tangencial.

Un dels components claus d'un sistema AnMBR és el sistema de membranes. Tal com es mostra en la figura anterior (Fig. 1. 13), dos mòduls de filtració, els mòduls de membrana en flux tangencial a

pressió i la filtració de membrana submergida, poden ser emprats en aquest tipus de sistemes. La filtració per membrana en flux tangencial sol emprar generalment membranes de tipologia plana o cartutxos cilíndrics de membranes de fibra buida. En aquesta tipus de configuració, el flux del permeat és impulsat pel propi flux de l'influent i simultàniament s'empra el mateix flux tangencial per a controlar la capa d'embrutiment de la pròpia membrana. Els mòduls de membrana submergida, també anomenats SAnMBR, inclouen els mòduls de membrana de làmina plana submergida i els mòduls de cartutxos de fibra buida submergida. En aquests tipus de configuració, per a portar a terme la filtració el que es fa és pressuritzar el bioreactor o crear una pressió negativa en el bàndol del permeat de la membrana per a que es produeixi el flux. En la següent figura es pot apreciar un croquis d'aquests tipus de sistemes (Fig. 1. 14):

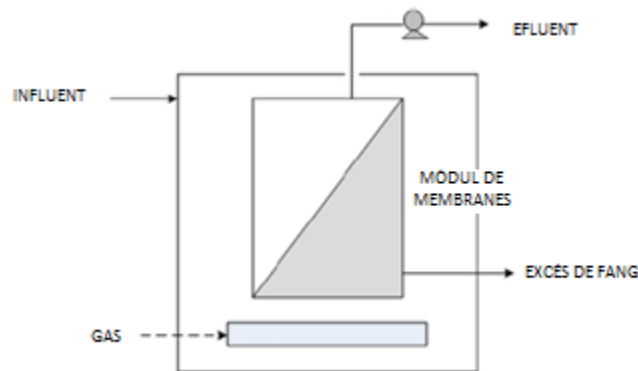


Fig. 1. 14: Esquema sistema SAnMBR.

En la figura 1.11 (Fig. 1. 15) es mostra un esquema d'un muntatge de membranes planes submergides (B), en el que es panells es solen disposar espaiades entre 8 i 12 mm per a poder injectar-hi gas en aquests espais per a controlar-ne l'embrutiment de la membrana i minimitzar-ne l'acumulació de fang. En la mateixa figura (Fig. 1. 15) es mostra també el disseny típic d'un mòdul de membrana de fibra buida submergida (A). El mòdul de membrana de fibra buida submergit consta dels capçals del mòdul i feixos de fibres. La major part de les membranes de fibra buida utilitzen feixos de fibres, les quals es poden empaquetar en una configuració de cortina o cilíndrica.

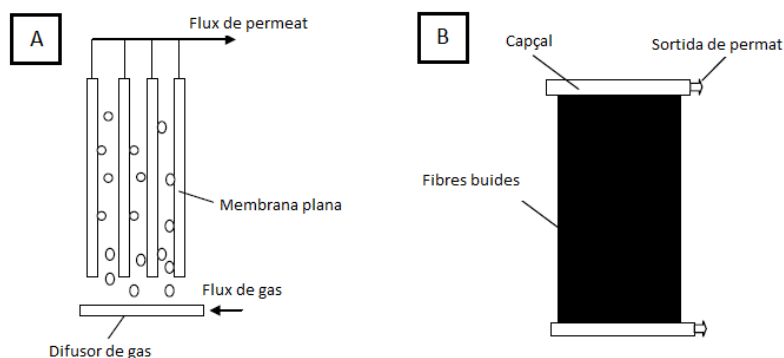


Fig. 1. 15: Esquema de les diferents configuracions de membranes submergides.

Un dels paràmetres de disseny i operació clau de la filtració per membrana és el flux d'operació, el que afecta directament els costos de capital i d'operació de AnMBRs. L'elecció del flux d'operació determina l'àrea de superfície de la membrana o el nombre dels mòduls de membrana requerits per tractar un cert flux d'aigües residuals. El nombre dels mòduls de membrana instal·lats afectarà encara



més la mida del tanc de membrana, la dimensió de les canalitzacions, i el consum dels productes químics utilitzats per a la neteja de la membrana. El flux de disseny de AnMBRs, a la qual se suposa una operació estable per a poder ser determinada, és precís realitzar simulacions a mig-llarg termini.

Com a benefici adicional front a un sistema MBR aerobi, un procés AnMBR permet la valorització de la matèria orgànica present en els aigües residuals, essent transformada en biogàs la major part d'aquesta en el procés anaerobi, producte que pot ser utilitzat per a la producció d'energia. Tot i això, la viabilitat de la aplicabilitat d'aquesta tecnologia, i la valoració efectiva de la MO present en una aigua residual urbana (ARU) està en fase d'estudi, ja que, a diferència d'un procés de digestió aeròbia, un sistema AnMBR ha de tractar un volum d'aigua molt més elevat, amb una concentració de MO molt més reduïda.

L'eliminació de la matèria orgànica mitjançant processos anaerobis presenta avantatges en comparació amb els processos aerobis:

- ✳ Presenten una molt baixa producció de fangs en comparació amb els processos aerobis, aproximadament una producció entre 5 i 10 vegades menor.
- ✳ Demanda energètica baixa en comparació amb els processos aerobis, car els processos anaerobis no requereixen de ventilació. A més, el grau de ventilació requerit per a un procés aerobi augmenta a mesura que augmenta la concentració de sòlids en el licor mescla, augmentant les necessitats de mescla per a la transferència d'oxigen en tot el volum de reacció.
- ✳ Possibilitat de recuperació energètica mitjançant combustió del biogàs produït, o en sistemes específics mitjançant la combustió de CH_4 o de H_2 .
- ✳ Presenten una alta capacitat d'eliminació per als substrats lentament biodegradables, principalment a altes concentracions de MO, però també per a baixes/mitges concentracions.
- ✳ Presenten la possibilitat de potenciar la producció de productes intermedis, com per exemple la maximització de producció d'hidrogen.

Tot i tots els avantatges, el procés anaerobi de degradació de la MO presenta diversos inconvenients a tenir en compte per a assolir els resultats satisfactoris.

- ✳ La baixa producció de fangs està directament relacionada amb el baix rendiment de creixement de la biomassa en aquest tipus de processos. Aquest fet, unit a la baixa velocitat de creixement (principalment de la biomassa metanogènica), fa necessari emprar elevats TRC.
- ✳ Els processos anaerobis presenten una gran dependència amb la temperatura, influint aquesta considerablement en les velocitats de creixement de la biomassa. La biomassa metanogènica presenta un temps d'aparició d'uns tres dies a una temperatura de 35°C , mentre que a temperatures de 10°C , aquest temps pot veure's incrementat fins a 50 dies.
- ✳ La biomassa anaeròbia és molt sensible a les variacions i pertorbacions en el procés. La biomassa metanogènica és sensible a la inhibició per al seu propi substrat, el procés acetoclàstic es veu frenat a causa d'un excés d'amoni total en el sistema ($\text{NH}_4\text{-NH}_3$), les poblacions bacterianes són molt sensibles a les variacions de pH en el medi, etc.
- ✳ A més, degut a la poca viabilitat de la separació de la biomassa per decantació, els tractaments anaerobis requereixen d'elevats volums de reacció degut a les baixes velocitats de sedimentació dels flocs formats (flocs de menor tamany que per al cas de sistemes aerobis).



1.4 Control de filtració.

A mesura que un sistema, sigui quin sigui aquest, va fent-se cada cop més complex, el seu sistema de control ha d'anar evolucionant al mateix temps per a que el conjunt funcioni de la millor manera possible assolint el major rendiment amb el menor cost. És important que el control dels processos disposi del major grau de robustesa i fiabilitat. A més, si es possible, ha de ser simple, car així hi haurà menys probabilitat de fallida.

1.4.1 Instrumentació, control i automatització.

El conjunt que formen la instrumentació, el control i l'automatització de processos se sol definir com:

- ✳ *Instrumentació*: Conjunt d'elements i/o equips de mesura per a l'obtenció d'informació on-line dels paràmetres de control del procés i del conjunt d'elements finals de control, capaços de ser manipulats per a la realització de les tasques de control assignades.
- ✳ *Control*: Conjunt d'algoritmes de control, capaços de portar a terme l'optimització del procés de manera adient per a la consecució dels objectius estipulats. Aquests algoritmes de control varien des dels algoritmes tradicionals fins als algoritmes de control avançats.
- ✳ *Automatització*: Conjunt d'elements capaços de portar a terme, de manera automàtica, les accions designades per l'algoritme de control sobre els elements finals de control, així com els elements capaços de portar a terme la transmissió i/o transformació de les senyals de mesura on-line. Aquest conjunt es podria definir com la interacció o unió entre la instrumentació i els algoritmes de control i el PLC.

La instrumentació, control i automatització (ICA) dels sistemes és quelcom que porten fent-se des de fa molt de temps en diverses aplicacions. No obstant, en les últimes dues dècades, hi ha hagut una gran proliferació en moltes vessants degut, no només al fet de minimitzar els costos operacionals i optimitzar els funcionament dels sistemes, sinó també al conjunt d'avenços tecnològics que han permès facilitar la implantació:

- ✳ *Tecnologies d'instrumentació on-line*: En l'actualitat és quelcom necessari, per al correcte funcionament dels processos, el poder adquirir dades en continu del sistema, essent necessari el desenvolupament d'instrumentació que sigui capaç de prendre mesures on-line i in-situ.
- ✳ *Actuadors*: Degut a la major competitivitat econòmica i a la major capacitat operacional dels actuadors he fet possible la seva adquisició i la seva implementació.
- ✳ *Tecnologia d'automatització*: Els actuals sistemes informàtics, així com el desenvolupament d'autòmats de major capacitat (PLCs), han eliminat les limitacions que existien anteriorment per a la implementació de sistemes d'instrumentació, control i automatització, essent possible considerar així esmenada, actualment, l'anterior limitació de tractament informàtic de dades.
- ✳ *Models de processos*: En l'actualitat existeixen models ja fets per a implantar en diversos processos, models que són modificables segons el cas per a una millor implantació en el sistema i una major capacitat de control.
- ✳ *Tecnologia de control*: Actualment la tecnologia de control constitueix una poderosa eina per a l'optimització del sistema. A més, com més extens sigui el coneixement sobre el camp en que s'hi està treballant, major és la capacitat d'elaborar models per a un millor control.

Gracies a tots aquests avenços, la implementació dels sistemes ICA permet assolir una minimització dels costos energètics, una millor optimització dels processos que hi tenen lloc en el sistema i una millor optimització del disseny i dimensionament dels sistemes.

1.4.2 Estructures de control.

Nogensmenys, per a dissenyar un algoritme de control per a un sistema, primerament s'ha d'establir quina estructura de control es farà servir, ja que es determina per a una correcta optimització. Normalment, degut a la seva senzillesa, s'empren controls per retroalimentació, anticipatiu i la combinació d'aquests dos.

Abans però, és necessari definir els termes que són fonamentals quan es vol controlar qualsevol sistema: la consigna o set-point, la variable controlada i la variable manipulada. La consigna o set-point és aquell valor que ha de complir el sistema i la raó per la qual s'efectua el sistema de control. Una variable controlada és aquella que d'una forma o d'una altra es vol mantenir pròxima a la consigna o set-point introduïda per l'usuari i és la variable objectiu de tot el sistema de control. Una variable manipulada és aquella que rep tota la acció de control per a que la variable controlada s'aproximi el més possible fent que l'error entre aquesta última i la variable consigna sigui el menor possible.

1.4.2.1 Control per retroalimentació (feedback control).

En aquest cas, el control actua just després d'una pertorbació sobre la variable a controlar. Són controls de cicle tancat, és a dir, les pertorbacions es mesuren sobre la pròpia variable a controlar.

L'acció del controlador pretén compensar la diferència (ϵ) entre el valor llegit i el valor consigna, per la variable controlada. Són habituals en controladors de temperatura, pressió, cabal i nivells, entre d'altres. El diagrama bàsic d'aquest tipus de control es mostra en la següent figura (Fig. 1. 16).

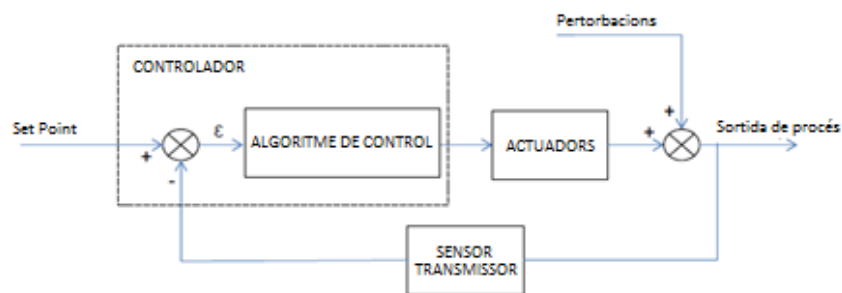


Fig. 1. 16: Diagrama simplificat de l'estructura de control per retroalimentació.

1.4.2.2 Control anticipatiu (feedforward control).

En aquest cas, la pertorbació sobre la variable a controlar és mesurada de forma directa, indirecta o mitjançant combinació d'ambdues, previ a l'acció del control. Són controls de cicle obert, és a dir, les pertorbacions poden no mesurar-se sobre la pròpia variable a controlar.

S'estableix una o diverses variables a controlar, essent aquestes necessàriament d'entrada al sistema (lloc on s'hi produeixen les pertorbacions al sistema). La variable mesurada pot ser diferent a la

controlada per la consigna, sempre i quant es conegui la sensibilitat que mostra la variable controlada davant les variacions de la variable mesurada.

Aquest control no és recomanable sens un coneixement exhaustiu del procés ja que pot produir accions de control errònies. Sol ser emprat en alguns casos per a introduir controls on-off. El diagrama basic d'aquest tipus d'estructura de control es mostra en la següent il·lustració (Fig. 1. 17).

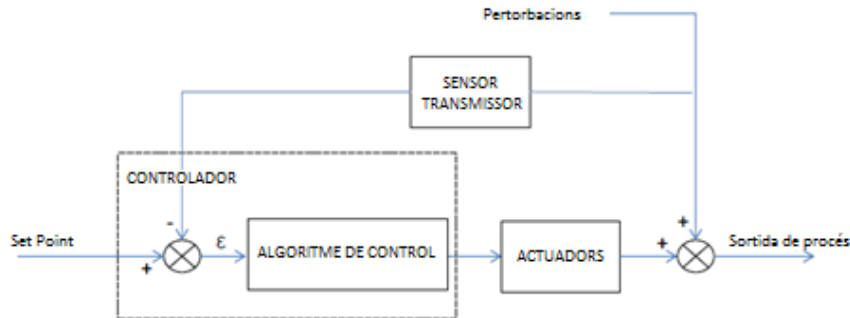


Fig. 1. 17: Diagrama simplificat de l'estructura de control anticipatiu.

1.4.2.3 Control combinat feedback + feedforward.

Aquest tipus de control es basa en una combinació de les dues estructures de control abans esmentades. Aquest tipus d'estructura, si s'estableixen de manera adient les variables a controlar per retroalimentació i les pertorbacions a compensar per anticipació, permet obtenir grans millores en el control del procés.

S'ha d'anar amb compte en la selecció d'aquest grup de variables, amb l'objectiu d'evitar contradiccions, que puguin donar lloc a conflictes en les accions de control. El diagrama basic d'aquest tipus d'estructura de control es mostra en la següent imatge (Fig. 1. 18).

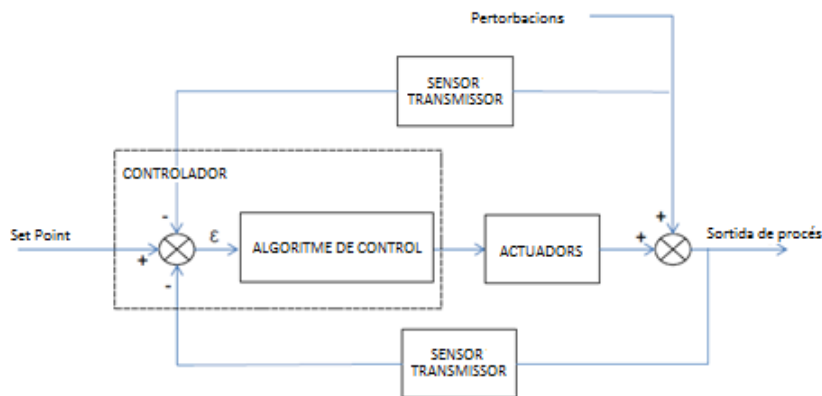


Fig. 1. 18: Diagrama simplificat de l'estructura de control combinat de retroalimentació i anticipatiu.

1.4.3 Algoritmes de control.

Un cop seleccionada l'estructura del sistema de control, s'ha de definir quin tipus d'algoritme de control s'ha d'introduir en el controlador. Alguns dels que més s'empren en l'actualitat són:

- ✦ Control tot o res (on-off control).



- ✳ *Control convencional PID*: control proporcional (P), control integral (I), control proporcional-diferencial (PD), control proporcional-integral (PI), control proporcional-integral-diferencial (PID).
- ✳ *Sistemes de control avançats*: lògica difusa (*fuzzy logic*), xarxes neuronals (*neural networks*), control basat en el model (*model-based control*), control adaptatiu (*adaptive control*), etc.

1.4.3.1 Control tot o res.

Els controls tot o res, també anomenats controls on-off, són els sistemes de controls més bàsics que hi ha. Són controls de retroalimentació simples, de baix cost en el que el controlador manté la variable controlada dins d'un radi d'acció determinat pel canvi de l'actuador entre dues etapes d'acord amb una mesura del sensor i una llei de control. Per tant, la variable de control tan sols pot prendre dos valors (U_{\max} i U_{\min}), dependent de l'error de control(ϵ).

1.4.3.2 Control convencional PID.

El control convencional PID és el control genèric més emprat en sistemes industrials ja que ha demostrat ser molt eficaç en multitud d'aplicacions. Els controladors PID intenten minimitzar l'error en la variable controlada mitjançant l'ajust d'una variable manipulada prèviament donada.

Es tracta d'un mètode de control en el que la sortida de control és proporcional a l'error (acció proporcional) i la seva evolució en el temps (acció integral) i la velocitat de la seva evolució (acció derivativa). De fet, s'estableix l'acció de control sobre la base de les accions de control individuals incloses en la mateixa estructura de control:

- ✳ *Acció proporcional*. S'estableix el valor de la sortida de control proporcional a l'error. Permet minimitzar el desplaçament sols quan el control de sistemes estables i controls robusts.
- ✳ *Acció integral*. És proporcional tant a la magnitud i a la durada de l'error i es basa en la integració continua de l'error acumulat amb el temps. S'accelera la variable controlada cap al seu punt d'ajust i elimina l'offset d'estat estacionari residual resultant de l'acció de control proporcional l'acció de control integral es tradueix en respostes de control inadequats al controlar els sistemes amb grans temps de resposta.
- ✳ *Acció derivada*. L'objectiu d'aquesta acció és la previsió futura i la compensació de la desviació mitjançant l'examen de la taxa de canvi de l'error de control. Per tant, l'acció derivativa tracta de corregir el comportament del controlador abans de que es produeixi l'error. La principal limitació d'aquesta acció de control és la possible accentuació del soroll de control.

L'estructura final del controlador PID és construïda amb la combinació de les abans mencionades accions individuals de control, i te l'estructura següent:

$$u(t) = K_p * \left(\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_I} * \int_0^t \varepsilon(t) * dt + \tau_D * \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \right) \quad (1.01)$$

On:

- ✦ $u(t)$ és la sortida de control en el temps t .
- ✦ $\varepsilon(t)$ és l'error de control en el temps t .
- ✦ K_p és el guany proporcional (usualment adimensional), que determina quan fort és el terme proporcional.
- ✦ τ_I és el temps integral (si es que disposa d'unitats de temps), que determina quan ràpid és el terme integral.
- ✦ τ_D és el temps derivatiu (si es que disposa d'unitats de temps), que determina quan ràpid és el terme derivatiu.

El fet de que el controlador PID sigui disposi d'una estructura simple és que aquesta simplicitat es el seu punt fort al mateix temps que es la seva debilitat, car aquesta senzillesa a vegades es veu limitada degut a la complexitat del sistema controlat. Hi ha diversos processos que la seva variabilitat i inestabilitat impedeixen el correcte funcionament d'aquest tipus de controladors, raó per la qual s'empren sistemes de control avançat que permeten esmenar aquesta mancança.

1.4.3.3 Sistemes de control avançat.

Tal com s'ha comentat anteriorment, dins dels sistemes de control avançat s'hi engloben diversos tipus, dels quals se'n fa una breu explicació.

1.4.3.3.1 Lògica difusa.

El control mitjançant la lògica difusa permet transformar el coneixement pràctic d'un operador humà (normalment qualitatiu) a un llenguatge matemàtic. Permet treballar simultàniament amb dades numèriques i amb termes lògics. Nogensmenys els termes lògics són prou menys precisos que les dades numèriques, però proporcionen informació útil sobre el raonament humà.

La idea és molt simple, consisteix en determinar de manera lògica que s'ha de fer per a assolir els objectius de control de la millor manera possible a partir d'una base de coneixement proporcionada per un operador humà. La lògica difusa permet tractar amb informació que no és exacta o amb un elevat grau d'imprecisió a diferència de la lògica convencional, la qual treballa amb informació precisa. El problema principal sorgeix de la poca capacitat d'expressió de la lògica clàssica.

En contraposició al raonament de la lògica clàssica, que sols empra els conceptes "igual" o "no igual" (operant en valors discrets de 0, fals, o 1, verdader), el raonament de la lògica difusa es basa en el concepte de "grau de pertinença". Aquest "grau de pertinença" varia de forma continua entre el valor 0, que expressa que no hi ha pas cap semblança, i el valor 1, en el que hi ha una semblança total. Tot això representat mitjançant una funció de pertinença que representa el grau de veritat per a cada valor dins de l'interval per al conjunt difús.



S'empra el coneixement i experiència d'un operador humà per a construir un controlador que emuli el comportament d'aquest. Comparat amb el control tradicional, el control difús te dos avantatges pràctics: un és que no es requereix model matemàtic del procés a controlar i l'altra es que s'obté un controlador no lineal desenvolupat empíricament sense complicacions matemàtiques.

Els principals avantatges, per tant, del control difús són els següents:

- ✧ No és necessari disposar d'un model matemàtic detallat.
- ✧ Fàcil incorporació de l'experiència humana.
- ✧ És un control robust.
- ✧ Fàcil adaptació als canvis de procés.
- ✧ Amb un nombre reduït de regles es poden controlar sistemes molt complexos.
- ✧ Tolera la imprecisió.
- ✧ Presenta bona capacitat de modelació de problemes no lineals.

1.4.3.3.2 Xarxes neuronals.

Les xarxes neuronals és un model artificial i simplificat que busca emular les capacitats de funcionament del cervell humà. Es tracta d'un sistema per al tractament de la informació, la unitat bàsica de processament de la qual està inspirada en la neurona. Aquest tipus de xarxes es constitueixen d'unitats de processament que intercanvien dades o informació que, a partir d'un vector d'entrada de l'exterior o d'una altra neurona, proporcionen una única resposta o sortida. S'empren per a reconèixer patrons, incloent imatges, manuscrits i seqüències de temps. A més, són sistemes que tenen la capacitat d'aprendre i millorar el seu funcionament. Es poden classificar de la següent forma:

- ✧ *Model tipus biològic.* Aquest contempla aquelles xarxes que tracten de simular el funcionament dels sistemes biològics, així com funcions auditives o algunes funcions bàsiques de visió.
- ✧ *Model dirigit a l'aplicació.* Contempla aquelles xarxes que estan dissenyades de tal forma que la seva arquitectura està encarada específicament a aplicacions concretes, desmarcant-se de la semblança amb els sistemes biològics.

Degut a la seva constitució i a llurs funcionaments, les xarxes neuronals artificials presenten un gran numero de característiques semblants a les del cervell. Aquest tipus de sistemes presenten diverses avantatges:

- ✧ *Aprenentatge adaptatiu.* Les xarxes neuronals són sistemes adaptables degut a la capacitat d'autoajust dels elements processals (neurones) que componen el sistema. A més, són sistemes dinàmics, ja que tenen la capacitat d'adaptar-se constantment a les noves condicions. En el procés d'aprenentatge, els enllaços ponderats de les neurones s'ajusten de forma que s'obtenen resultats específics. Una xarxa neuronal no necessita un algoritme per a resoldre un problema, ja que ella mateixa ja genera la seva pròpia distribució de pesos en els enllaços.
- ✧ *Autoorganització.* Les xarxes neuronals empren la seva capacitat d'aprenentatge per a organitzar la informació que reben. La seva capacitat d'autoorganització els permet modificar la xarxa completa per a portar a terme un objectiu específic. Així, el sistema permet generalitzar l'entrada per a obtenir una resposta.



- ✳ *Tolerància a fallides.* La destrucció parcial d'una xarxa comporta a una degradació de la seva estructura. No obstant, part de les seves capacitats es mantenen en funcionament i no sofreix una caiguda sobtada. La raó d'aquesta tolerància es que la informació la tenen distribuïda en les connexions entre les neurones, amb una existència d'un cert grau de redundància en aquest tipus d'emmagatzemament.
- ✳ *Operació en temps real.* Els còmputos neuronals es poden realitzar en paral·lel.
- ✳ *Fàcil implementació dins de la tecnologia existent.* Una xarxa individual pot ser entrenada per a desenvolupar una única i ben definida tasca. Amb les eines computacionals existents, una xarxa pot ésser ràpidament entrenada, comprovada, verificada i traslladada a un maquinari de baix cost. Això permet que no hi hagin pas dificultats a l'hora d'implementar xarxes neuronals en aplicacions específiques de sistemes ja existents.

1.4.3.3.3 Control basat en models.

El control model-based o basat en models (MBD) és un mètode matemàtic i visual per al disseny de sistemes de control complexos. Aquesta sistema proporciona una metodologia eficient que es basa es quatre elements clau en el procés de desenvolupament: modelització de la planta a controlar, síntesi i anàlisi d'un controlador per a la planta, simulació del conjunt format per la planta i el controlador i finalment la programació/implementació del controlador.

El MBD empra el model del sistema com si fos una especificació executable durant tot el desenvolupament. És a dir, el model descriu el comportament natural i controlat de l'equip de forma matemàtica durant tot el procés. D'aquesta manera, es redueixen les ambigüitats en els requeriments del sistema i es minimitza el risc d'errors de disseny. A més, enlloc d'utilitzar extenses i complexes estructures de codi informàtic, el que es fa és definir models amb característiques funcionals avançades emprant mòduls computacionals de construcció de temps discret i temps continu. Això, juntament amb una generació de codi automàtica, permet que el desenvolupament de l'estratègia de control sigui més visual, ràpida i fiable.

La disponibilitat d'una especificació executable ajuda a entendre les interaccions entre els controladors i la màquina, fet que condueix a millores en l'estratègia de control. Aquesta metodologia permet experimentar amb el model, efectuar simulacions del seu comportament i implementar ràpidament canvis en el disseny, tot això per a ajudar a una major comprensió tant de la precisió com del rendiment assolits pel sistema. En general, permet avaluar un gran ventall d'estratègies de control de forma ràpida i optimitzar-ne el comportament del conjunt. D'aquesta manera, permet una prompta detecció d'errors abans i tot de poder aplicar l'estratègia de control al maquinari real. Això facilita la ràpida identificació del disseny de control que disposa d'un millor rendiment tenint en compte les limitacions i característiques del sistema.

El MBD proveeix d'una plataforma unificada tant de disseny com de verificació. Les eines per a aquest tipus de disseny faciliten el poder reutilitzar dissenys ja existents i dades d'enginyeria, proporcionant lligams amb eines d'enginyeria assistida per ordinador (CAE). Amb aquestes eines és possible determinar l'estructura del sistema i programar de forma automàtica el codi de control. La generació automàtica de codi elimina els passos manuals per a la implementació de l'algoritme en l'execució en el maquinari, cosa que minimitza notablement la possibilitat d'error.



És un sistema de disseny que emprà la simulació per a avaluar tot el conjunt operatiu i reutilitza models per a proves en temps real. Permet treballar amb els models de l'equipament del sistema sense disposar-ne físicament d'ells, iniciar-ne la verificació i les proves d'aquests. La simulació permet trobar de forma immediata les discrepàncies i els errors del model enlloc de fer-ho durant el cicle de disseny. D'aquesta manera es pretén estalviar temps de disseny, reduir costos i millorar-ne en general la qualitat del sistema, la seva precisió i el seu rendiment.

Es possible optimitzar cadascun dels elements amb el sistema en marxa i centrar els esforços en aquell element que pot ser més crític del sistema. Una mescla de resultats simulats i de resultats en temps real poden ser emprades per a definir el comportament del sistema de monitorització, conformant d'aquesta manera una optimització en viu. D'una altra banda, si el soroll de la senyal de control redueix l'eficiència general del sistema, es pot mesurar i implementar filtres escalars que permetin minimitzar el soroll produït pel maquinari per a assolir un estat òptim.

Com s'ha comentat abans, amb aquest tipus de control, els mateixos models emprats durant la simulació poden ser utilitzats per a portar la verificació un pas més enllà mitjançant la simulació en temps real. Aquesta consisteix en fer funcionar el conjunt format pel hardware integrat i el sistema de software sota condicions normals d'operació. Dues de les estratègies més comunes per a aquest tipus de proves són el control ràpid de prototips (RCP) i la simulació *hardware-in-the-loop* (HIL).

El Control Ràpid de Prototips (RCP), és un procés que permet fer proves de forma ràpida i iterar les seves estratègies de control en un equip en temps real amb dispositius input/output. És a dir, una aplicació executable és generada a partir del model de sistema de control i provada en una plataforma computacional en temps real mentre es troba connectada físicament al hardware de la màquina. Degut a que es tracta d'una connexió directa entre el disseny (el model) i la implementació (l'aplicació executable), és fàcil millorar les deficiències del disseny identificades durant les proves en temps real. El RCP difereix de la HIL en que l'estratègia de control es simula en temps real i la "planta" o el sistema sota control, és real. Aquest tipus d'estratègia també pot ajudar a destacar els errors d'aproximació o inexactituds dels models de planta emprats durant la simulació, cosa que permet realitzar millores en la simulació del sistema.

El *Hardware-In-the-Loop* (HIL) és una tècnica que permet combinar el model de simulació matemàtica d'un sistema amb el maquinari físic real, de manera que el maquinari funciona com si estigués integrat en el sistema real. Per a l'assaig i el desenvolupament de controladors electrònics integrats, el controlador de hardware i el software associat estan connectats a una simulació matemàtica de la planta de sistema, que s'executa en un ordinador en temps real. Per a connectar el model en temps real al controlador de maquinari, l'ordinador en temps real rep senyals elèctrics des del controlador com un accionador per a conduir la planta, i converteix aquests senyals en les variables físiques connectades a la planta model. El model de la planta calcula les variables físiques que representen les sortides de la planta, les quals són convertides en senyals elèctrics que representen les tensions produïdes pels sensors que alimenten el controlador. Aquesta capacitat és útil en els casos en què l'accés al sistema actual és limitat o no està disponible, i també és de gran valor quan és perillós posar a prova el funcionament complet de tot el conjunt.

En molts casos, encara que els models de planta estiguin disponibles o es puguin desenvolupar fàcilment, no tots els models d'algoritme de control estan disponibles, per la qual cosa la representació



de la funcionalitat de l'algorisme esta contingut en el software existent. En aquests casos, per a fer una simulació completa del sistema és condició sine qua non que hi hagi una compilació de programari creat i implementat en el controlador del sistema incrustat amb el que es pretén fer la simulació.

1.4.3.3.4 Control adaptatiu.

El control adaptatiu és un tipus de control en el que els paràmetres del controlador poden canviar d'acord amb la dinàmica del procés, aconseguint així un comportament del sistema en llaç tancat conservi les característiques del disseny requerides. És a dir, el control mesura les característiques dinàmiques del sistema (funció de transferència o equació d'estat) de forma automàtica i continua, les compara amb els valors consigna i empra la diferència per a actuar en conseqüència, fent que el funcionament no es vegi afectat. Per tant, és un sistema capaç d'ajustar-se a modificacions no predictibles d'un medi, siguin aquests canvis interns o externs al sistema.

Si el sistema es troba monitoritzat de forma continua, les variacions que puguin aparèixer en la funció de transferència $G(s)$ o en l'equació d'estat del mateix poden ser compensades tan sols modificant certs paràmetres ajustables del controlador. D'aquesta manera, s'obté un disseny continu del sistema sota diverses condicions ambientals i de degeneració, obtenint un comportament òptim independentment de les circumstàncies.

Aquest tipus de control permet al sistema a afrontar un problema en que aquest es trobi inevitablement exposat a condicions ambientals variables i d'envelliment, de manera que llurs paràmetres variïn respecte el temps. A més, li permet també resoldre errors de disseny d'enginyeria o d'incertesa, i és capaç de compensar fallides de components menors, incrementant així la robustesa i la confiança del sistema.

El control adaptatiu també permet controlar la sortida d'un sistema en presència de falta de paràmetres o incerteses estructurals degudes a la no linealitat d'aquest. El mateix sistema, amb l'ajut del controlador, va compensant ell mateix les llacunes presents, aconseguint que el sistema s'autoreguli fins condicions òptimes.

En conclusió, s'empra un control adaptatiu per a resoldre problemes com:

- ✪ Desconeixement de la forma exacta de la funció de transferència $G(s)$.
- ✪ Desconeixement de certs paràmetres de la funció de transferència o canvi d'aquests durant el temps (per condicions ambientals o per envelliment dels components del sistema).
- ✪ No linealitat del sistema físic real.

1.4.4 Situació actual del control de filtració.

El consum energètic durant el procés de filtració engloba la major part del cost d'operació en un sistema MBR [4]. Habitualment s'empren dos tipus de terminologies per a classificar-ne els sistemes de control que s'utilitzen en la filtració en els MBR: un relacionat amb la natura de les variables controlada i manipulada; i un altre estrictament relacionat amb la natura del controlador [4]. En el primer cas, els sistemes de control generalment comprenen la neteja mitjançant la recirculació de aire o gas, les fases d'operació de la membrana (incloent-hi el flux, la durada i freqüència de les fases que comprenen l'operació) i la neteja química de la membrana (veure il·lustració Fig. 1. 19). En el segon cas, els sistemes de control simplement es classifiquen com a control de bucle obert (*open-loop control*) o control de bucle tancat (*closed-loop control*).

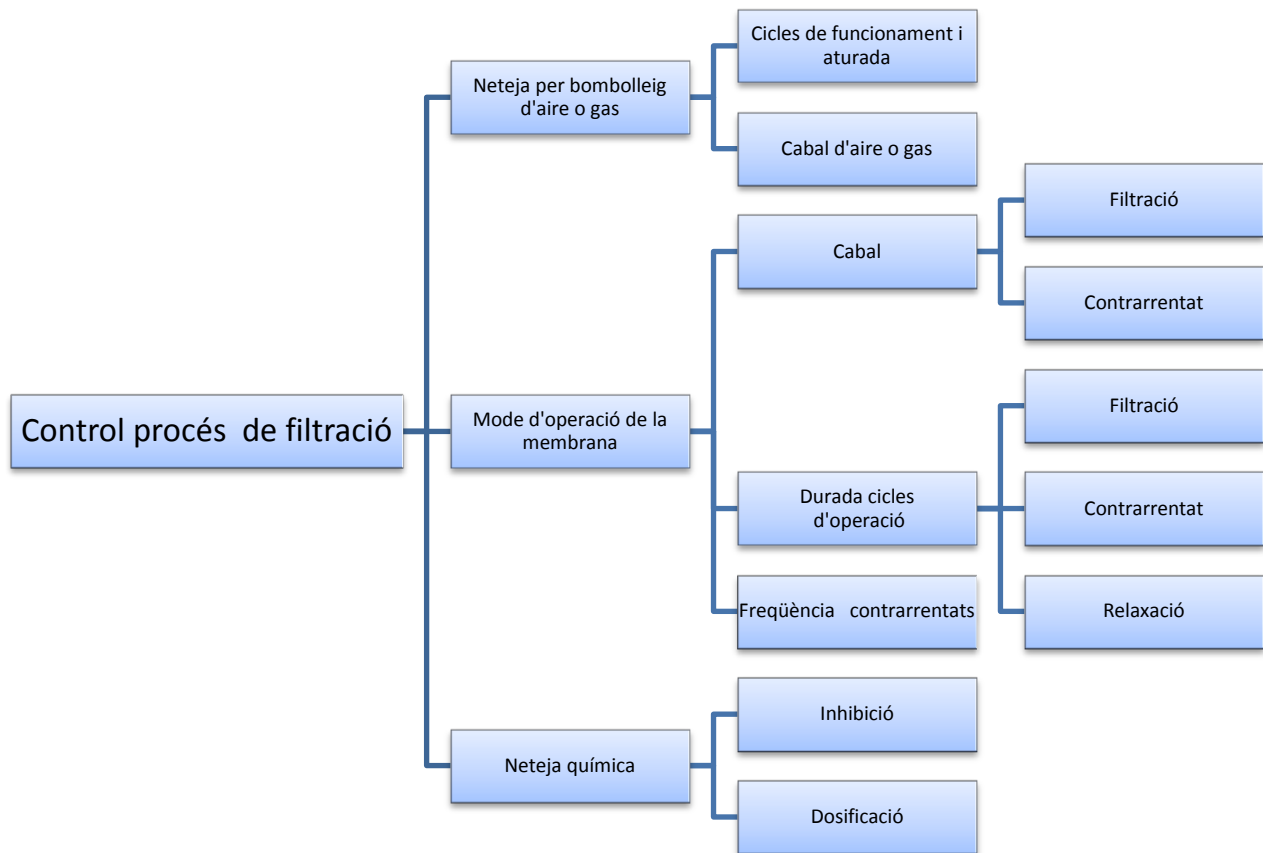


Fig. 1. 19: Principals variables controlades en la tecnologia MBR (Adaptat de Ferrero et al. [4])

Són diversos els sistemes de control que han estat desenvolupats i validats per a MBR aeròbics (*AeMBRs*), fins i tot en escala natural. Nogensmenys, no s'han pas desenvolupat ni validat controladors sistemes anaeròbics (*SAnMBR*) emprant-ne membranes d'escala industrial. Per tant, és necessari promoure el desenvolupament d'estratègies de control amb l'objectiu d'optimitzar el procés de filtració en els sistemes *SAnMBR* a escala industrial. En la taula següent (Taula 1. 1) s'hi mostren alguns dels sistemes de control que han estat implementats en el procés de filtració en aquest tipus de MBR. Tal com es mostra en aquesta, els principals sistemes de control aplicats en l'actualitat en el procés de filtració tenen com a objectiu el control de la ventilació, la PTM, la resistència al filtratge, el cabal de permeat i la taxa d'embrutiment mitjançant la manipulació del cabal d'aire o gas, el cabal de permeat en si mateix, la durada de les fases de funcionament (iniciat, filtració, contrarrentat i relaxació de la membrana), el manteniment i la recuperació química de la membrana, la PTM i la velocitat del flux



tangencial. Val la pena assenyalar que la neteja de la membrana deguda al bombolleig de gas o aire és la variable de control clau tant en els sistemes de control de bucle obert com de bucle tancat.

Tipus de control	Variable controlada	Variable manipulada	Referència
Bucle obert	Ventilació on/off i intensitat		[5]
Bucle obert	Ventilació on/off i intensitat		[6]
Bucle obert	Ventilació on/off		[7]
Bucle obert	Ventilació on/off		[8]
Bucle obert	Intensitat ventilació		[9] [10]
Bucle obert	Intensitat ventilació		[11]
Bucle obert	Intensitat ventilació		[12]
Bucle tancat	PTM	Cabal de gas i cabal de permeat	[13]
Bucle tancat	PTM	Durada contrarrentat i inici	[14] [15]
Bucle tancat	PTM	Cabal ventilació; durada filtració i relaxació; i cabal de permeat	[16]
Bucle tancat	Resistència	Ventilació on/off i cabal; durada filtració, relaxació i contrarrentat; inici contrarrentat; cabal de permeat; i inici manteniment i regeneració mitjançant neteja química	[17] [18]
Bucle tancat	Resistència	Durada i cabal de permeat; cabal de contrarrentat; i ventilació on/off	[19] [20]
Bucle tancat	Resistència i cabal de permeat	PTM i velocitat tangencial	[21]
Bucle tancat	Permeabilitat	Cabal ventilació; i inici contrarrentat i relaxació	[22] [23]
Bucle tancat	Permeabilitat	Cabal ventilació	[24] [25] [26] [27]
Bucle tancat	Cabal de permeat	Inici contrarrentat	[28]
Bucle tancat	Producció de permeat	Cabal ventilació; i durada de contrarrentat i relaxació	[29] [30] [31]
Bucle tancat	FR	Cabal ventilació.	[32]
Bucle tancat	FR	Intensitat del rentat per bombolleig; i inici i freqüència de ventilació i contrarrentat	[33]
Bucle tancat	Costs d'operació	FR; PTM; permeabilitat; i cabal de recirculació de gas	[34]

Taula 1. 1: Sistemes de control de filtració implementats en la tecnologia MBR (Adaptat de Ferrero et al. [4])



2. Objectiu.

L'objectiu del present treball final de màster és l'elaboració d'un sistema de control avançat aplicat a un procés de filtració d'un reactor anaerobi de membranes, que permeti el control de l'embrutiment de les membranes minimitzant-ne el consum energètic que se'n deriva de l'esmentat procés. El sistema de control resultant d'aquest present treball serà un sistema de control totalment extrapolable a qualsevol sistema de filtració amb característiques similars al procés estudiat.

El sistema de control es basarà en un model de filtració prèviament desenvolupat pel grup d'investigació CalAgua [35] i les accions de control s'obtindran de les prediccions del model [33] [36] [37].

El que pretén aquest sistema de control és l'optimització del cabal de recirculació de gas necessari per a controlar la velocitat d'embrutiment (*fouling rate*) dels sistemes de filtració mitjançant membranes submergides. A més, es pretén avaluar el funcionament del sistema de control tant des del punt de vista de la vida útil de les membranes com del cost energètic del propi procés, buscant en tot moment l'opció que sigui econòmicament més rendible i favorable.

3. Material i mètodes.

El model emprat en aquest treball ha estat desenvolupat pel grup d'investigació CalAgua de la Universitat Politècnica de València i de la Universitat de València [33]. El model ha estat fonamentat i elaborat principalment sobre una planta pilot SAnMBR, tecnologia que combina el procés tradicional de digestió anaeròbia amb una separació física mitjançant l'ús de membranes.

La informació per a l'elaboració de l'estratègia de control que es pretén realitzar amb aquest treball parteix dels treballs al respecte pel grup CalAgua [33] [37] [36] [35].

3.1 Descripció de la planta SAnMBR.

En la següent figura (Fig. 3. 1) es mostra el diagrama de flux de la planta pilot. La planta pilot fou dissenyada pel grup d'investigació CalAgua i consisteix en un sistema SAnMBR, que tal com s'ha explicat en el punt 1.2, és un sistema que combina en el mateix procés un procés tradicional de digestió biològica anaeròbia amb un procés físic de separació mitjançant membranes de filtració, en aquest cas en concret membranes d'ultrafiltració de fibra buida submergida [2].

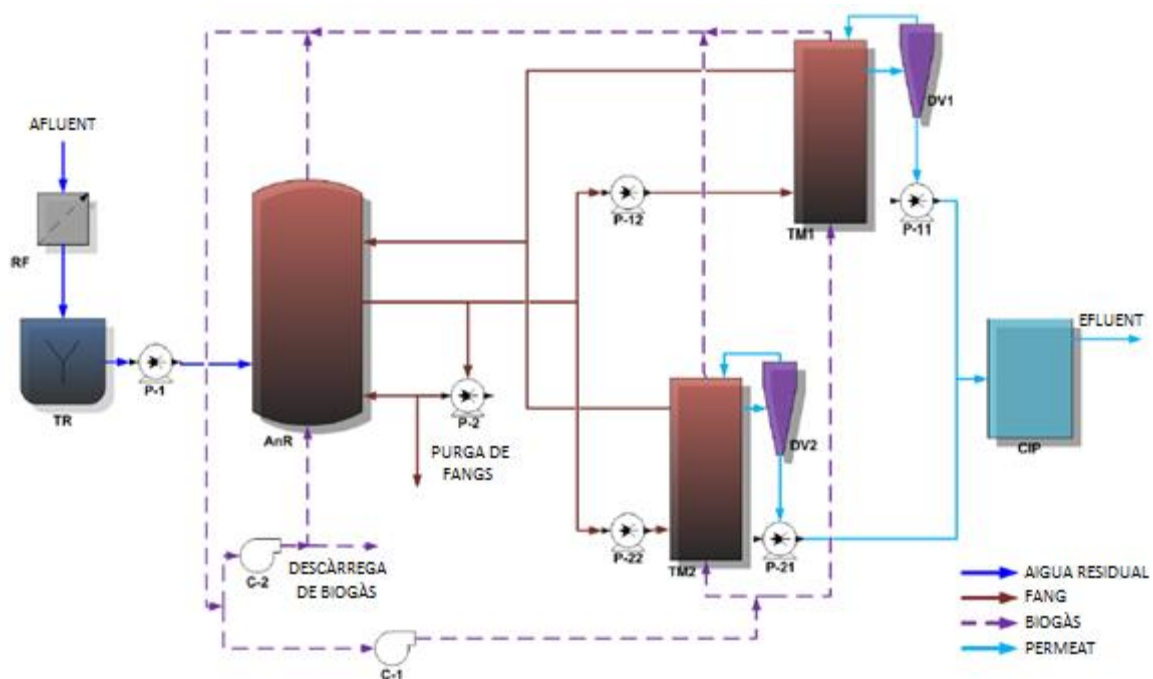


Fig. 3. 1: Esquema de la planta pilot.

La planta consisteix en un reactor anaeròbic amb un volum total de $1,3 \text{ m}^3$ (amb un espai mínim de cap, per a recollida i emmagatzemament de biogàs, de $0,3 \text{ m}^3$) connectat a dos tancs de membrana de $0,8 \text{ m}^3$ de volum total cadascun (amb un espai mínim de cap, per a la recollida i emmagatzemament de biogàs, de $0,2 \text{ m}^3$). Cada unitat de filtració consta d'un mòdul industrial de membrana d'ultrafiltració de fibra buida (PURON® Koch Membrane System (PUR-PSH31), $0,05 \mu\text{m}$ de tamany de porus). Cada mòdul consisteix en 9 farcells de $1,8\text{m}$ de llarg obtenint així una superfície total de membrana de 30 m^2 .

El disseny de la planta també consta d'un roto-filtre en la seva entrada a mode de pretractament. També disposa d'un tanc de regulació de $0,3 \text{ m}^3$ per a evitar-ne alteracions en la càrrega



d'entrada i un tanc *Clean-In-place* (CIP) de 0,2 m³ per a emmagatzemar una part del permeat que surt del tanc de membranes per a posteriors etapes de neteja d'aquestes. Per a controlar-ne la temperatura en cas d'ésser necessari, el reactor anaeròbic es troba encamisetat i connectat amb un sistema de calefacció extern.

La planta pilot és alimentada amb l'efluent del pretractament (desbast, desarenat i desengreixat) de la planta de tractament d'aigües del Carraixet. Després del pretractament addicional efectuat en el roto-filtre (RF) i de la homogeneïtzació en el tanc de recirculació (TR), el licor mescla és bombejat cap al reactor anaeròbic (AnR). Amb la finalitat de millorar-ne les condicions d'agitació del reactor anaeròbic i per a afavorir-ne el despreniment dels gasos produïts de la fase líquida, una fracció del biogàs és reciclada i recirculada al reactor un altre cop. El fang és contínuament reciclat a través del tanc de membrana extern (TM) on l'efluent és obtingut per filtració al buit. Amb la finalitat de minimitzar-ne la formació de coca sobre la membrana, una altra fracció del biogàs produït és reciclada i recirculada cap als tancs de membrana des de la part baixa de cada feix de fibres. Amb l'objectiu de recuperar el biogàs extret amb el permeat de la membrana, hi ha instal·lat un desgasificador (DV) entre el tanc de membrana i la bomba de buit. Aquest desgasificador permet, gracies a un canvi de secció, la separació del biogàs del permeat. El biogàs és arrossegat amb el permeat, essent desgasificat d'aquest degut al canvi de secció entre conducció i desgasificació, quedant emmagatzemat en la part superior d'aquest. El permeat obtingut és emmagatzemat en el tanc CIP.

Emprant dos tancs de membrana en paral·lel, la planta pilot ha estat dissenyada i automatitzada de tal manera que disposa d'una gran flexibilitat operativa que permet a la planta pilot treballar amb un sol tanc de membrana o amb ambdós. Per tant, es pot operar amb diferents fluxos transmembrana sense afectar el temps de retenció hidràulica (TRH) de la planta. A més, a fi de mantenir sota control el TRC del sistema, es van extrairent del reactor anaeròbic fraccions de fang de forma intermitent durant el transcurs del dia.

3.2 Descripció del model.

Per a l'elaboració de l'estratègia de control es parteix del model proposat pel grup CalAgua [37] [36]. Aquest, fou desenvolupat basant-se en el concepte del model de resistències en sèrie, emprant-ne resultats totalment experimentals obtinguts d'una planta SAnMBR equipada amb membranes industrials de fibra buida. El model de filtració proposat pretén reproduir els principals processos que ocorren durant el procés de filtració en els SAnMBR: la formació i compressió de la capa de coca sobre la superfície de la membrana; la neteja de la membrana mitjançant la recirculació i bombolleig de gas sobre la seva superfície; la retirada de la capa de coca sobre la membrana mitjançant contrarentats; i finalment l'acumulació en aquesta de la brutícia irreversible.

El model contempla dos paràmetres que són usualment mesurats en els processos de filtració: la concentració de sòlids en l'entrada (MLTS) i el cabal de gas recirculat (BRF). Aquests dos paràmetres són identificats com a paràmetres importants en la formació de la capa de coca al relacionar l'acumulació d'aquesta amb la neteja pel gas recirculat. Per tant, aquests dos determinen la massa seca de coca acumulada sobre la superfície de la membrana, conclusió presa sobre la base de resultats experimentals obtinguts a partir d'assajos de diversos cabals de BRF al llarg de tot el període que la planta ha estat operant. El fet de disposar el MLTS com a valor d'entrada és un gran avantatge ja que es



tracta d'un valor que fàcilment es pot mesurar i amés es pot relacionar amb facilitat amb els models biològics existents. Al mateix temps, el procés de compressió de la capa de coca durant el període de filtració és reproduïda considerant la resistència específica α_c depèn de la PTM i del temps. Apart, el procés d'acumulació de la brutícia irreversible fou considerada en funció no tan sols de l'acumulació de coca sobre la membrana sino també en funció de la taxa d'embrutiment. D'una altra banda, el model planteja una "Black box" com a aproximació per a descriure les interaccions físiques que ocorren en l'embrutiment, tant reversible com irreversible (l'acumulació de sòlids sobre la superfície de la membrana durant la filtració; retirada de sòlids de la superfície de la membrana degut a la neteja pel BRF i pels contrarrentats; i l'embrutiment irreversible de la membrana).

3.2.1 Equacions cinètiques del model.

Degut a que el propòsit d'aquest treball és el control de la taxa d'embrutiment de la membrana mitjançant la neteja d'aquesta amb la recirculació de gas, tan sols faran falta aquelles equacions del model, abans explicat, que permetin controlar el cabal de gas necessari. En aquest cas són: la que descriu la formació de la coca, la que descriu la neteja degut al bombolleig del gas recirculat i aquelles necessàries per a les dues primeres. A més, també faran falta aquelles que defineixen el FR i els seus termes.

Equació formació de la coca.

La cinètica que mostra la formació i el creixement de la coca ve determinada principalment pel cabal de permeat que es filtra en la membrana i la concentració de sòlids del licor mescla.

Equació.

$$r_{\text{formació coca}} = Q_{20} * X_{TS} \quad (3.01)$$

On:

- ★ $Q_{20} \rightarrow$ Cabal de permeat ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$).
- ★ $X_{TS} \rightarrow$ Concentració de sòlids ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$).

Neteja de membrana pel bombolleig del biogàs.

Quan es neteja la membrana mitjançant bombolleig del biogàs, la cinètica del procés ve determinada per tres termes principals: la velocitat màxima de seguretat que pot suportar la membrana sense trencar-se; el cabal de gas que es fa recircular del sistema per a traure'n la coca; i la massa de coca, massa en sec, que hi ha adherida sobre la membrana. A més, s'introdueix una funció de semi-saturació que serveix per a reduir l'eficiència de la filtració quan no hi ha gairebé coca sobre la membrana.

S'ha de tenir en compte que amb l'ús del sistema, la membrana es veu afectada per l'embrutiment irreversible inherent a la filtració. Per la qual cosa, la cinètica de la neteja disposa d'un terme d'inhibició que representa aquesta pèrdua de rendiment de filtratge.



Equació.

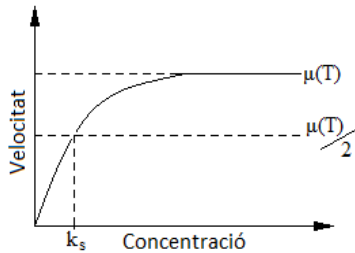
$$r_{\text{neteja gas}} = q_{MS,max} * M_{X_{mc}} * I_{MS} * BRF_V * X_{mc} \quad (3.02)$$

On:

- ★ $q_{MS,m\grave{a}x}$ → Velocitat màxima de seguretat de la membrana.
- ★ $M_{X_{mc}}$ → Monod eliminació de sòlids de la coca.
- ★ I_{MS} → Funció sigmoid d'inhibició.
- ★ BRF_V → Cabal de biogàs recirculat ($Nm^3 \cdot h^{-1}$).
- ★ X_{mc} → Massa de coca seca en la membrana (kg ST).

Monod.

La cinètica de monod o de semisaturació el que fa és introduir una limitació en l'equació, ja que a elevades concentracions la velocitat roman constant i igual a la màxima. Això és així sempre i quant el valor de la constant K sigui molt més petit en ordre de magnitud que el valor d' X .



$$r = \mu \cdot \frac{X}{X + k_s} \quad (3.03)$$

En aquest cas, el terme de la monod és el següent:

$$M_{X_{mc}} = \frac{X_{mc}}{K_{S,X_{mc}} + X_{mc}} \quad (3.04)$$

On:

- ★ X_{MC} → Massa de coca seca en la membrana (kg ST).
- ★ $K_{S,X_{MC}}$ → Constant de semisaturació de la massa de sòlids durant el rentat de la membrana i la recirculació (kg X_{MC}).

Funció sigmoid d'inhibició.

Quan s'operen les membranes en unes condicions donades d'operació subcrítiques (BRF_V i $MLTS$ donades), és a dir, en baixa càrrega, el valor de la taxa d'embrutiment es manté baixa, cosa que fa que la velocitat de neteja de la membrana sigui màxima. D'una altra banda, quan es treballa en condicions d'operació supracrítiques, és a dir, en alta càrrega, el valor de la taxa d'embrutiment augmenta considerablement fent que la velocitat de neteja de la membrana es vegi molt minvada.

Per a poder representar aquest comportament, es defineix una funció sigmoïdal d'inhibició que mostra l'impacte en el filtrat en condicions per sota o per sobre de nivells crítics d'operació. El terme presenta la següent forma:

$$I_{MS} = \frac{1}{1 + K_F * e^{(J_{20} * (\beta_1 * BRF_V + \beta_2 * MLTS * \gamma))}} \quad (3.05)$$

On:

- ★ I_{MS} → Funció sigmoïdal d'inhibició.
- ★ K_F → Paràmetre d'ajust quan J_{20} tendeix a zero ($\text{Pa} \cdot \text{s}^{-1}$).
- ★ J_{20} → Flux transmembrana normalitzat a 20°C ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$).
- ★ β_1 → Paràmetre del model calibrat experimentalment ($\text{s}^2 \cdot \text{m}^{-1}$).
- ★ β_2 → Paràmetre del model calibrat experimentalment ($\text{s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{kg}^{-1}$).
- ★ BRF_V → Cabal de biogàs recirculat ($\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$).
- ★ $MLTS$ → Concentració de sòlids d'entrada X_{TS} ($\text{kg ST} \cdot \text{l}^{-1}$).
- ★ γ → Terme definit en funció de la resistència de l'embrutiment irreversible de la membrana respecte del temps. És un terme calibrat experimentalment ($\text{s} \cdot \text{m}^{-1}$).

γ

Tal com s'explica en la definició dels paràmetres de l'equació (3.06), el terme γ és un terme obtingut experimentalment i es defineix com la funció de R_i per a tenir en compte la reducció de la capacitat de filtració de les membranes al llarg del temps degut a l'aparició de *fouling* irreversible.

Degut a que els períodes de treball del sistema que s'avalua el model a realitzar són relativament curts, es pren el valor de γ com a un valor constant independent del temps.

$$\gamma_t = \gamma_0 * (R_{I_t} - R_{I_0}) * K_{RI} \quad (3.06)$$

On:

- ★ γ_t → γ en temps t ($\text{s} \cdot \text{m}^{-1}$).
- ★ γ_0 → γ en temps zero ($\text{s} \cdot \text{m}^{-1}$).
- ★ R_{I_t} → Resistència *fouling* irreversible en el temps t (m^{-1}).
- ★ R_{I_0} → Resistència *fouling* irreversible en el temps zero (m^{-1}).
- ★ K_{RI} → Constant proporcional (s).

Taxa d'embrutiment

La taxa d'embrutiment de la membrana o *fouling rate* es pot definir de dues formes. Pot definir-se com l'evolució de la formació de la capa de coca (acumulació de sòlids) sobre la superfície d'aquesta al llarg del temps a partir de la variació de la PTM al llarg del temps:

$$FR = \frac{\partial PTM}{\partial t} \quad (3.07)$$



La FR es pot definir així pel simple fet de que l'acumulació de sòlids sobre la membrana degut al seu funcionament, si aquesta no es neteja i es segueix mantenint un flux de líquid constant, provoca un augment de la pressió que es perllonga durant tot el temps d'operació.

D'altra banda, la FR també pot definir-se com la diferència entre l'acumulació de sòlids sobre la membrana i la neteja de la capa formada degut a la recirculació de gas:

$$FR = \overline{Xm_C} = \frac{\partial X m_C}{\partial t} = r_{\text{formació coca}} - r_{\text{neteja gas}} \quad (3.08)$$

Pressió transmembrana.

La pressió transmembrana o PTM que sofreix la membrana ve determinada pel flux de líquid que la travessa, per la viscositat dinàmica d'aquest líquid i per la resistència que ofereix la mateixa membrana [38]. Aquesta, va variant al llarg del temps ja que depèn de la resistència de la pròpia membrana R_M (resistència constant en el temps), la resistència deguda a l'embrutiment irreversible de la membrana o R_I (resistència que va variant amb el temps ja que l'embrutiment irreversible no és constant i augmenta amb el temps) i la resistència deguda a la capa de coca que s'hi forma o R_C (resistència que va variant amb el temps conforme es va formant més capa de sòlids filtrats o es va desprenent).

No obstant, tot i ser R_I dependent del temps, se la considera constant degut a que en els períodes operacionals en que es treballa en aquest treball, no disposa pràcticament d'incidència sobre els resultats.

Equació.

$$PTM = J * \mu * R_T = J * \mu * (R_M + R_I + R_C) \quad (3.09)$$

On:

- ★ PTM → Pressió transmembrana (Pa).
- ★ J → Flux transmembrana ($m \cdot s^{-1}$).
- ★ μ → Viscositat dinàmica del permeat ($kg \cdot m^{-1} \cdot s$).
- ★ R_T → Resistència total de la membrana (m^{-1}).
- ★ R_M → Resistència pròpia de la membrana (m^{-1}).
- ★ R_I → Resistència deguda a l'embrutiment irreversible de la membrana (m^{-1}).
- ★ R_C → Resistència deguda a la capa de coca (m^{-1}).

R_C

$$R_C = \omega_C * \alpha_C \quad (3.10)$$

On:

- ★ R_C → Resistència deguda a la capa de coca (m^{-1}).
- ★ ω_C → Massa d'embrutiment (coca) dipositada sobre la membrana per àrea ($kg \cdot m^{-2}$).
- ★ α_C → Resistència mitjana específica de la coca ($kg \cdot m^{-2}$).



R_I

$$R_I = \omega_I * \alpha_I \quad (3.11)$$

On:

- ✧ $R_C \rightarrow$ Resistència deguda a l'embrutiment irreversible (m^{-1}).
- ✧ $\omega_C \rightarrow$ Massa d'embrutiment irreversible per àrea ($kg \cdot m^{-2}$).
- ✧ $\alpha_C \rightarrow$ Resistència mitjana específica del embrutiment irreversible ($kg \cdot m^{-2}$).

Massa d'embrutiment sobre la membrana per àrea.

La massa d'embrutiment per àrea ve determinada per la quantitat de coca acumulada sobre la superfície de la membrana per unitat d'àrea d'aquesta.

Equació.

$$\omega_C = \frac{X_{mc}}{A} \quad (3.12)$$

On:

- ✧ $\omega_C \rightarrow$ Massa d'embrutiment sobre la membrana per àrea.
- ✧ $X_{mc} \rightarrow$ Massa de la coca.
- ✧ $A \rightarrow$ Àrea de la membrana (m^2).

Massa d'embrutiment irreversible per àrea.

La massa d'embrutiment irreversible per àrea ve determinada per la quantitat de brutícia que s'ha difós a l'interior de la membrana degut a la brutícia acumulada sobre la membrana.

Equació.

$$\omega_I = \frac{X_{ml}}{A} \quad (3.13)$$

On:

- ✧ $\omega_I \rightarrow$ Massa d'embrutiment irreversible per àrea.
- ✧ $X_{ml} \rightarrow$ Massa de la coca.
- ✧ $A \rightarrow$ Àrea de la membrana (m^2).

Resistència específica de la coca.

Aquest terme el que pretén representar és la variació de la resistència al llarg del temps de la capa de coca que es forma sobre la membrana degut a la seva operació. Aquesta resistència influeix notablement en la PTM aplicada, i per tant en les condicions d'operació de la mateixa.

La resistència és deguda al procés de compressió al que es sotmet la capa de sòlids sobre la membrana a causa del treball d'aquesta, fent que varïi al llarg del temps en funció de la PTM. A més, la resistència específica de la coca també es veu influenciada per la deformació de la capa de fang sobre la

membrana i el reordenament de les partícules de la mateixa. L'increment en la resistència específica de la coca sobre la membrana és deguda a la davallada de la pressió al llarg del temps. D'altra banda, en llargs períodes de filtració s'observa un augment considerable de la resistència de filtració, fins i tot operant en condicions subcrítiques. Aquest fet és degut a que mecanismes específics d'embrutiment tals com l'absorció de matèria col·loidal.

Per a definir la resistència de la capa de coca que es forma sobre la membrana al llarg del temps, el model proposat pel grup CalAgua contempla els tres factors abans esmentats [37].

Equació.

$$\alpha_c(t) = \alpha_c(t-1) + \max\left(k_{SF}, k_t * \left(\left(\alpha_{c,0} * \left(1 + \frac{PTM}{PTM_a}\right)\right) - \alpha_c(t-1)\right)\right) * dt \quad (3.14)$$

On:

- ★ $\alpha_c(t)$ → Resistència específica de la coca en temps t ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}$).
- ★ $\alpha_c(t-1)$ → Resistència específica de la coca en temps t-1 ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}$).
- ★ $\alpha_{c,0}$ → Resistència específica de la coca a pressió zero ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}$).
- ★ PTM → Pressió transmembrana (Pa).
- ★ PTM_a → Pressió necessària per a duplicar la resistència específica (Pa).
- ★ k_{sf} → Paràmetre d'embrutiment en condicions subcrítiques ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$).
- ★ k_t → Constant de temps (s^{-1}).

3.3 Elaboració de l'estratègia de control.

L'objectiu d'aquest treball és el de controlar l'embrutiment de la membrana mitjançant la recirculació de gas, determinada en aquest cas per FR_C . Per a fer-ho, el que es fa és combinar les equacions anteriors de manera tal que el BRF_V (el cabal de gas a recircular) resti en funció de la resta de variables.

Partint de l'equació 3.07, es pot trobar l'expressió amb la qual poder definir la PTM en un temps determinat 't' a partir de la FR i la PTM del moment anterior.

$$\frac{\Delta PTM}{\Delta t} \approx FR \quad (3.15)$$

$$PTM_t - PTM_{t-1} \approx FR * \Delta t \quad (3.16)$$

$$PTM_t = PTM_{t-1} + FR * \Delta t \quad (3.17)$$

Tal com s'ha mostrat en el punt 3.2, la PTM també pot ser expressada a partir de les característiques dinàmiques del licor i de les característiques de la membrana (eq. 3.09). En el nostre cas, no obstant, el que volem és saber la PTM_C , que és per la capa de coca sobre la membrana, per la qual cosa no comptem pas ni amb R_i ni amb R_m . Per tant, el valor de la PTM_C en un temps 't' dependrà de l'acumulació de sòlids sobre la membrana i de la resistència mitjana específica de la capa de coca en

aquell moment. Així, l'equació 3.09, tenint en compte les premisses abans esmentades, combinada amb l'equació 3.10, queda de la següent forma:

$$PTM_C = J * \mu * R_C = J * \mu * \left(\frac{X_{mc}}{A} * \alpha_c \right) \quad (3.18)$$

Per a poder emprar el cabal de gas com a variable controlada de l'estratègia de control, partim de l'equació 3.08. Amb ella el que fem es deixar el BRF_V en funció de la resta de variables.

$$\overline{X_{mC}} = Q_{20} * X_{TS} - q_{MS,max} * M_{X_{mc}} * I_{MS} * BRF_V * X_{mc} \quad (3.19)$$

$$Q_{20} * X_{TS} - \overline{X_{mC}} = q_{MS,max} * M_{X_{mc}} * I_{MS} * BRF_V * X_{mc} \quad (3.20)$$

$$BRF_V = \frac{Q_{20} * X_{TS} - \overline{X_{mC}}}{q_{MS,max} * M_{X_{mc}} * I_{MS} * X_{mc}} \quad (3.21)$$

En el terme sigmoïdal present en el denominador hi existeix també un BRF_V , no obstant, per a un temps determinat, es considera el cabal de gas obtingut en el temps anterior. D'aquesta manera, no és necessari aïllar-lo i simplifica notablement els càlculs.

Arribats a aquest punt, si considerem que X_{TS} és la concentració de sòlids d'entrada (igual a MLTS) i que l'evolució de la capa de sòlids que es forma sobre la membrana és igual al diferencial de la massa de coca entre dos temps i al llarg del temps, l'equació 3.21 resta de la següent manera:

$$BRF_V(t+1) = \frac{Q_{20} * X_{TS} - \frac{X_{MC}(t+1) - X_{MC}(t)}{\Delta t}}{q_{MS,max} * M_{X_{mc}} * I_{MS} * X_{mc}(t)} \quad (3.22)$$

On, els valor de la monod i de la sigmoid d'inhibició són els següents:

$$M_{X_{mc}} = \frac{X_{mc}(t)}{K_{S,X_{mc}} + X_{mc}(t)} \quad (3.23)$$

$$I_{MS} = \frac{1}{1 + K_F * e^{(J_{20} * (\beta_1 * BRF_V(t) + \beta_2 * MLTS * \gamma))}} \quad (3.24)$$

Per a determinar el valor de $X_{MC}(t+1)$, dada necessària per a saber-ne el gradient de formació de coca al llarg del temps, partim de la següent equació:

$$X_{MC}(t+1) = \max \left(0, \left(\frac{PTM(t+1)}{\mu * J_{20}} - R_M - R_I \right) * \frac{A}{\alpha_c(t+1)} \right) \quad (3.25)$$

L'equació 3.25 presenta aquesta estructura per a evitar situacions en que el valor de PTM pugui ser nul o negatiu, cas últim físicament impossible. Aquesta s'obté directament d'aïllar X_{MC} de la segona part de l'equació 3.18, és a dir, aïllar X_{MC} de la següent expressió:

$$PTM = J * \mu * \left(R_M + R_I + \left(\frac{Xm_c}{A} * \alpha_c \right) \right) \quad (3.26)$$

tenint en compte que els valors de PTM, X_{MC} i α_c són en 't+1'.

El terme $\alpha_c(t+1)$ d'aquesta equació és l'equació 3.13, terme que mostra la resistència específica de la coca i la seva evolució durant tot el transcurs d'operació. En aquest cas, aquesta equació queda de la següent forma:

$$\alpha_c(t+1) = \alpha_c(t) + \max \left(k_{SF}, k_t * \left(\left(\alpha_{c,0} * \left(1 + \frac{PTM}{PTM_a} \right) \right) - \alpha_c(t) \right) \right) * \Delta t \quad (3.27)$$

El terme de PTM és en aquest cas PTM(t+1), terme necessari per a l'equació 3.26, el traiem de la següent manera. En un inici combinem les equacions 3.15 i 3.18, les quals queden així:

$$FR_C = J * \mu * \left(\frac{m_c(t)}{A} * \alpha_c(t) \right) \quad (3.28)$$

Un cop tenim l'equació 3.28, la qual ens dona una altra interpretació del valor de FR, ho combinem amb l'expressió 3.17, tenint en compte que els valors són en temps 't'.

$$PTM(t+1)_C = PTM(t)_C + \left[J * \mu * \left(\frac{m_c(t)}{A} * \alpha_c(t) \right) \right] * \Delta t \quad (3.29)$$

En conclusió, el procediment per a esbrinar el valor de BRF_V és el següent:

1. Partint dels valors de $X_{MC}(t)$, PTM(t) i $\alpha_c(t)$, apliquem l'equació 3.29, obtenint d'aquesta manera el valor de PTM(t+1).
2. Amb el valor de PTM(t+1) juntament amb el de $\alpha_c(t)$, apliquem l'equació 3.27, obtenint d'aquesta manera el valor de $\alpha_c(t+1)$.
3. Amb els valors de PTM(t+1) i de $\alpha_c(t+1)$, apliquem l'equació 3.25, obtenint així el valor de $X_{MC}(t+1)$.
4. Amb el valor de $X_{MC}(t+1)$ apliquem l'equació 3.23 i obtindrem així el valor del conjunt de la monod $M_{X_{MC}}$.
5. Amb el valor de $BRF_V(t)$ apliquem l'equació 3.24 i així obtenim el valor del conjunt de la sigmoide d'inhibició I_{MS} .
6. Finalment, amb els valors obtinguts en els punts anteriors, apliquem l'equació 3.22 i obtindrem així el valor de $BRF_V(t+1)$.

La figura a continuació (Fig. 3. 2) mostra de forma gràfica l'ús esquemàtic de les equacions anteriors per a traure el valor del cabal de gas recirculat.

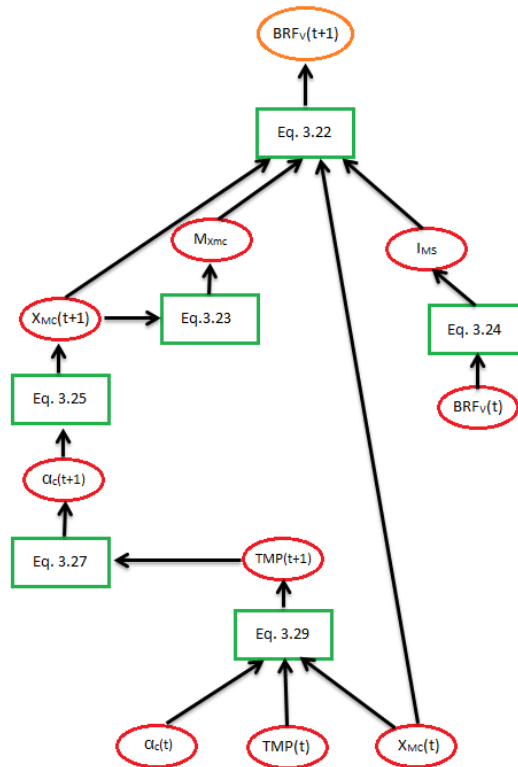


Fig. 3. 2: Esquema d'ús de les equacions per a traure el valor de BRF_v .

Primer s'empra el valor consigna de FR per a calcular-ne la PTM teòrica que hauria de sofrir la membrana per al valor establert aplicant l'equació 3.17. Amb això, el que es calcula tot el seguit de variables abans plantejades per a arribar al BRF_v necessari. Després, aplicant l'equació 3.07 o 3.08, calculem el valor experimental de FR.

3.4 Equacions per al càlcul dels costos de funcionament del sistema.

Per a fer-ne el càlcul dels costos d'operació del sistema primer s'ha de saber la quantitat d'aigua tractada al llarg del dia, ja que d'aquest paràmetre depèn el funcionament de tot el sistema. La quantitat d'aigua tractada al dia es pot descriure com la diferència entre la quantitat de permeat i la quantitat d'aigua que s'empra en els contrarrentats.

$$Q_{\text{Aigua tractada dia}} = Q_{\text{Permeat}} - Q_{\text{Contrarrentat}} \quad (3.30)$$

On:

- ★ $Q_{\text{Permeat}} \rightarrow$ Cabal de permeat que surt del tanc de membrana ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$).
- ★ $Q_{\text{Contrarrentat}} \rightarrow$ Cabal d'aigua emprada en el contrarrentat ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$).



El cabal d'aigua de permeat seria la quantitat d'aigua que passaria a través de la membrana al llarg del dia, valor que s'obté a partir del flux d'entrada al sistema de membrana per la superfície d'aquesta.

$$Q_{Permeat} = J_{20} * A_{Membrana} \quad (3.31)$$

On:

- ✳ $J_{20} \rightarrow$ Flux d'entrada al sistema de membrana per unitat de superfície ($m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$).
- ✳ $A_{Membrana} \rightarrow$ Àrea de la membrana (m^2)

El cabal d'aigua emprat en els contrarrentats es treu a partir del cabal net filtrat, és a dir, a partir de l'equació 3.30.

$$Q_{Contrarrentat} = Q_{Aigua tractada dia} - Q_{Permeat} \quad (3.32)$$

On:

- ✳ $Q_{Aigua tractada dia} \rightarrow$ Cabal net d'aigua filtrat ($m^3 \cdot d^{-1}$).
- ✳ $Q_{Permeat} \rightarrow$ Cabal de permeat que surt del tanc de membrana ($m^3 \cdot d^{-1}$).

Un cop es sap quanta aigua ha estat tractada al llarg del dia, es calcula el consum energètic del sistema, el qual és la suma dels consums de les diverses fases de que aquest es compona. En aquest cas, el consum energètic es desglossa en el consum degut al BRF, el consum degut a l'obtenció del permeat, el consum degut als contrarrentats i finalment el consum degut a la recirculació del fang.

Nogensmenys, en aquest treball tan sols es tenen en compte la potència deguda al bombolleg de gas i a deguda a la filtració, ja que les altres dues s'han mantingut constants.

$$W_{TOTAL} = W_{Bombeig gas} + W_{Permeat} \quad (3.33)$$

On:

- ✳ $W_{Bombeig gas} \rightarrow$ Potència consumida degut al BRF ($KWh \cdot m^3$).
- ✳ $W_{Permeat} \rightarrow$ Potència consumida durant el filtrat del permeat ($KWh \cdot m^3$).

La potència que es consumeix al recircular el gas obtingut cap al mateix tanc de membrana depèn del cabal de gas que es fa recircular, de les característiques físiques i químiques d'aquest mateix gas i del rendiment de la bomba.

$$W_{\text{Bombeig gas}} = \left(\frac{BRF * \rho_{\text{Gas}} * T_{\text{Gas}} * R}{(PM_{\text{Gas}} * (\alpha - 1) * \eta_{\text{Bomba gas}})} \right) * \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\alpha-1}{\alpha}} - 1 \right) \quad (3.34)$$

On:

- ★ $W_{\text{Bombeig gas}}$ → Potència consumida en el bombeig de gas (KWh·m⁻³).
- ★ BRF → Cabal de gas recirculat (m³·s⁻¹).
- ★ ρ_{Gas} → Densitat mitjà del gas (Kg·Kmol⁻¹).
- ★ T_{Gas} → Temperatura del gas (K).
- ★ R → Constant dels gasos ideals (8,3145 KJ·Kmol⁻¹·K⁻¹).
- ★ PM_{Gas} → Pes molecular mitjà del gas (Kg/m³).
- ★ α_{Gas} → Coeficient de compressió adiabàtica.
- ★ $\eta_{\text{Bomba gas}}$ → Rendiment de la bomba.
- ★ P_1 → Pressió atmosfèrica (bar).
- ★ P_2 → Pressió del gas en el sistema (tanc i conductes) (bar).

La potència consumida per la bomba a l'hora de filtrar l'aigua depèn de la PTM a la que està sotmesa la membrana, el cabal de permeat que se n'obté i del rendiment de la mateixa bomba:

$$W_{\text{Permeat}} = \frac{(PTM_{\text{Permeat}} * 10^5 * Q_{\text{Permeat}}) * 1000}{\eta_{\text{Bomba}}} \quad (3.35)$$

On:

- ★ W_{Permeat} → Potència consumida en el bombeig del permeat (KWh·m⁻³).
- ★ PTM_{Permeat} → Pressió transmembrana de la membrana (bar).
- ★ Q_{Permeat} → Cabal del permeat (m³·h⁻¹).
- ★ η_{Bomba} → Rendiment de la bomba.

Un cop obtinguts els consums energètics, es pot procedir al càlcul dels costos d'operació. Aquest es compon del cost degut al consum energètic, el cost degut als rentats químics i el cost degut a la reposició de la membrana. Primerament, el cost degut al consum energètic és tan senzill com fer-ne el producte de la potencia consumida pel preu de l'energia.

$$\text{Cost}_{\text{potència}} = \text{Preu energia} * W_{\text{Total}} \quad (3.36)$$

On:

- ★ Preu energia → Cost econòmic del KWh (€·KWh⁻¹).
- ★ W_{Total} → Potència consumida en tot el procés de filtració, contant-hi totes les fases (KWh).



Seguidament, el cost degut a les neteges químiques depèn de l'increment de la brutícia irreversible que s'esdevé del funcionament del sistema i del cost unitari dels rentats químics. Aquest últim terme contempla el cost del rentat amb hipoclorit de sodi i amb àcid cítric amb una resistència deguda a la brutícia irreversible màxima.

$$Cost_{Rentat\ químic} = \Delta_{Resistència\ irreversible} * Cost_{Rentat\ unitat} \quad (3.37)$$

On:

- ★ $\Delta_{Resistència\ irreversible}$ → Increment de la resistència irreversible per m³ d'aigua tractada.
- ★ $Cost_{Rentat\ unitat}$ → Cost unitari del rentat químic (€).

Com bé s'ha comentat, el cost unitari del rentat químic contempla el cost del NaClO i de l'àcid cítric amb una resistència deguda a la brutícia irreversible màxima, el qual és un valor ja estipulat de 10¹² m⁻¹. El terme d'aquest cost és calculat amb la següent expressió:

$$Cost_{Rentat\ unitat} = \frac{Preu\ rentat\ cítric}{Màxima\ RI} + \frac{Preu\ rentat\ NaClO}{Màxima\ RI} \quad (3.38)$$

On:

- ★ Preu rentat cítric → Cost total de la quantitat d'àcid cítric emprat en la neteja de la membrana (€/rentat).
- ★ Preu rentat NaClO → Cost total de la quantitat d'hipoclorit de sodi emprat en la neteja de la membrana (€/rentat).
- ★ Màxima RI → Resistència deguda a la brutícia irreversible màxima (10¹² m⁻¹).

Seguidament, el cost degut a la reposició de la membrana depèn de l'increment de la brutícia irreversible deguda al funcionament del sistema, tal com en el cas anterior, i del cost de la reposició del mòdul de membranes per el nombre màxim de rentats amb una resistència deguda a la brutícia irreversible màxima.

$$Cost_{Vida\ Útil} = \Delta_{Resistència\ irreversible} * Cost_{Reposició\ unitat} \quad (3.39)$$

On:

- ★ $\Delta_{Resistència\ irreversible}$ → Increment de la resistència irreversible per m³ d'aigua tractada.
- ★ $Cost_{Reposició\ unitat}$ → Cost de la substitució de la unitat de membrana (€).



El cost de la reposició del mòdul de membrana es determina tenint en compte el preu unitari del mateix, del nombre màxim de rentats que es considera que aquest pot suportar i de la resistència deguda a la brutícia irreversible màxima.

$$Cost_{Reposició\ unitat} = \frac{Preu\ mòdul}{Màxim\ rentats} / Màxima\ RI \quad (3.40)$$

On:

- ✦ Preu mòdul → Cost del mòdul de membrana, és a dir, preu per m² de membrana per l'àrea d'aquesta.
- ✦ Màxim rentats → Nombre màxim de rentats que s'ha estipulat que la membrana ha de suportar. Depèn de la tolerància al clor del material de la membrana, de la concentració de NaClO i del temps de contacte.
- ✦ Màxima RI → Resistència deguda a la brutícia irreversible màxima (10¹² m⁻¹).

Finalment, el cost total de funcionament del sistema serà la suma dels costos anteriorment esmentats.

$$Cost_{Total} = Cost_{Potència} + Cost_{Rentat\ químic} + Cost_{Vida\ útil} \quad (3.41)$$

On:

- ✦ Cost_{Potència} → Preu de l'energia consumida durant tot el funcionament del sistema (€).
- ✦ Cost_{Rentat químic} → Cost dels rentats químics realitzats (€).
- ✦ Cost_{Vida útil} → Cost de la reposició de tot el mòdul de membrana (€).

3.5 Simulació del sistema i implementació de llurs paràmetres.

3.5.1 Simulació del sistema.

Simulink és una aplicació del programa MatLab® que permet construir i simular models de sistemes físics i sistemes de control mitjançant diagrames de blocs. El comportament d'aquests es defineix mitjançant funcions de transferència, operacions matemàtiques, elements de MatLab® i senyals prèviament definits de tot tipus [39].

Simulink disposa d'una sèrie d'utilitats que faciliten la visualització, anàlisi i guardat dels resultats de simulació. Aquest tipus d'aplicació és d'ampli ús en enginyeria de control degut a la seva senzillesa, bon rendiment i practicitat. Per això, és l'aplicació emprada en aquest treball per a simular l'estratègia de control que prèviament s'ha desenvolupat per al sistema en qüestió.

En la figura que es mostra a continuació (Fig. 3. 3) es pot veure l'estructura del sistema tal com s'ha traduït a la manera del Simulink.

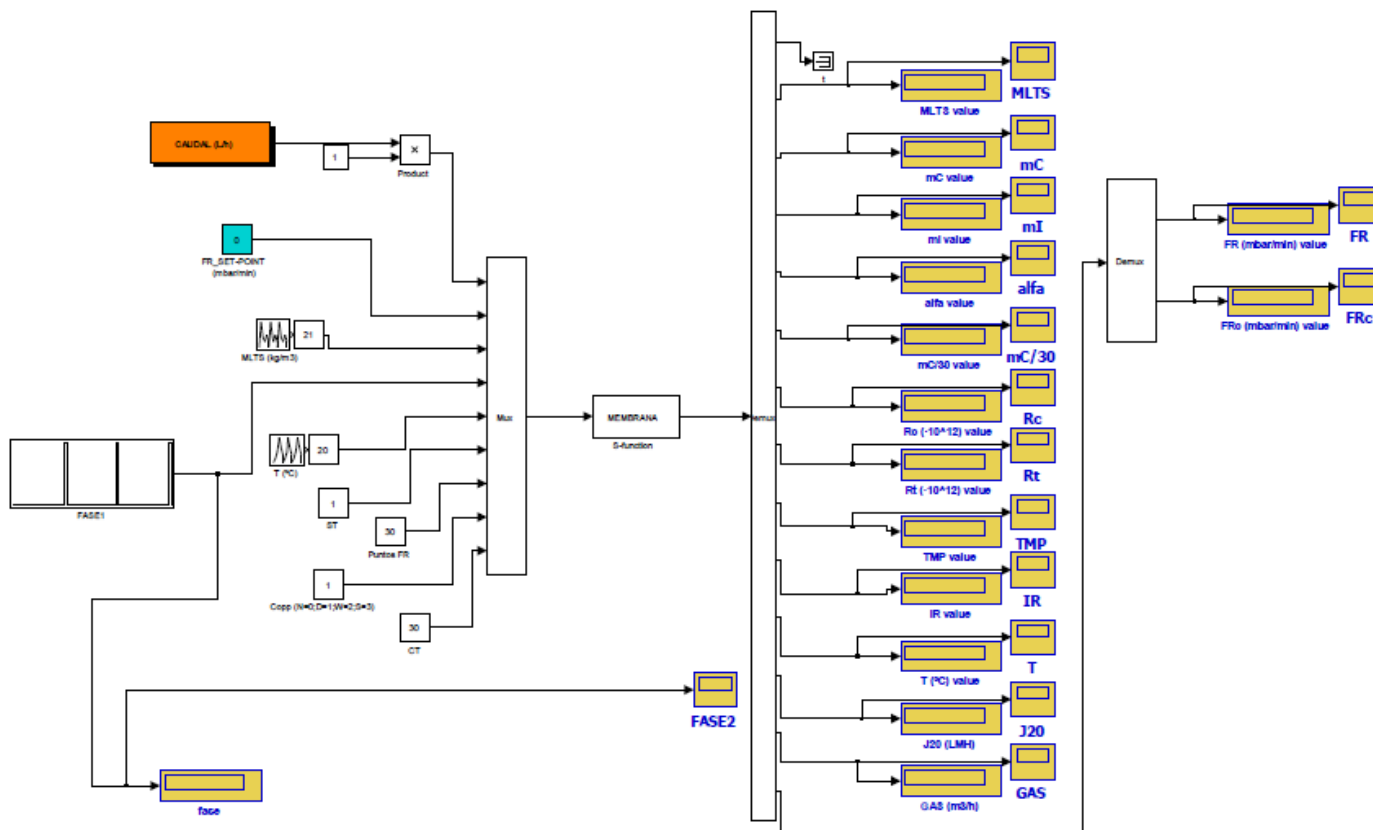


Fig. 3. 3: Esquema muntatge simulació.

Les condicions d'operació del sistema són la concentració de sòlids totals (MLTS), els cicles de fase de filtració i neteja de la membrana (FASE) i els punts de mostreig de la simulació (punts FR). Com a pertorbacions del sistema que ens afecten durant la simulació hi tenim el cabal d'entrada, el qual no és constant al llarg del temps, i la variació del flux transmembrana, el qual varia en funció de la massa de coca acumulada sobre la membrana i la fase del cicle en que ens trobem. Finalment, el que queda per a definir de la simulació són la variable controlada i la variable manipulada, que en aquest cas de simulació són el gradient de la capa de sòlids acumulada sobre la membrana o taxa d'embrutiment (FR_c) i el cabal de gas a recircular (BRF_V), respectivament.

Per a tenir en compte les fluctuacions a les que està sotmesa el flux de l'influent de la planta de tractament d'aigües, s'empren els registres de cabals elaborats per Copp [40], registres en temps sense precipitacions (actualitzats en el 2006) que conformen una corba de cabals, els quals són generalment acceptats per a avaluar algoritmes de control en plantes de tractament d'aigües residuals. Aquesta corba de cabals està inclosa en el Benchmark Simulation Model (BSM), model principalment emprat per a avaluar sistemes de control en plantes de tractament d'aigües [41].

El procediment consisteix en prendre un valor mig de flux d'entrada J i simular que aquest segueix la tendència definida en la corba de Copp per a tractar tot el cabal afluent. El resultat és la

simulació de la sortida del sistema en funció de la corba de Copp. És a dir, la corba de cop en una dinàmica de cabal tal com es pot veure en la Fig. 3. 4. En aquest cas en qüestió, s'ha pres un flux J mig de 8 LMH, al que se li ha aplicat el factor de variació de flux que proporciona la dinàmica de Copp.

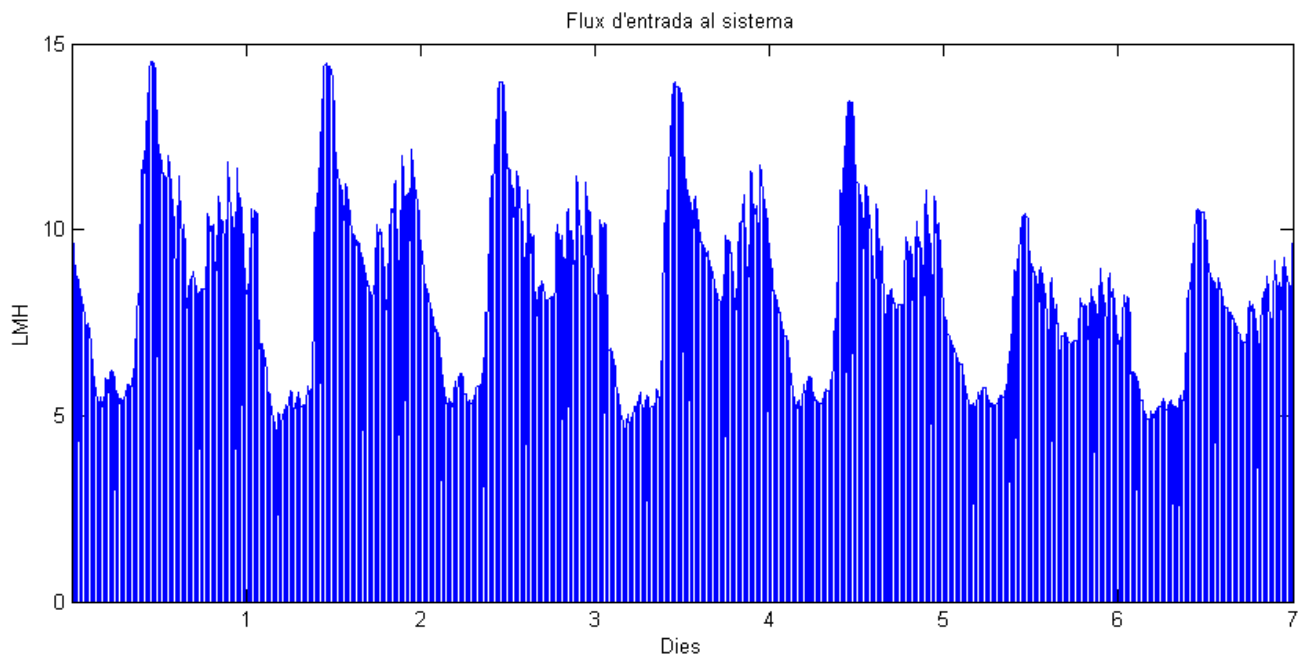


Fig. 3. 4: J , Flux d'entrada d'aigua al sistema.

Per a la resolució de les simulacions del model s'ha fet servir l'algoritme d'optimització de Runge-Kutta, funció de MATLAB® ODE4.

3.5.2 Implementació dels paràmetres del sistema.

Per a avaluar l'estratègia de control que s'ha desenvolupat abans en el punt 3.3, es simula el sistema en diferents condicions d'operació i en diversos valors de la variable controlada. Un cop fetes totes les simulacions pertinents, s'elegeix aquella que mostri una major estabilitat al llarg del temps. A més, de cadascuna de les simulacions es calcula el cost econòmic de funcionament i de manteniment. Per tant, per a escollir la condició d'operació que millor s'adapti al que s'està buscant, s'ha de tenir en compte tant la seva fermesa al llarg del temps davant de les variacions com el cost de funcionament i de manteniment que se'n derivi d'aquestes condicions en qüestió.

Per a la variable controlada FR es contempen dos casos possibles, en els que el diferencial de la variació de la PTM respecte del temps pot ser de 0 KPa/s (condicions subcrítiques d'operació) o 5 KPa/s (condicions supracrítiques d'operació). Respecte a les condicions d'operació, es contempen també tres casos per a cada una d'elles. Per a la concentració de sòlids (variable especificada com a MLTS), es prenen com a valors 11, 16 i 21 Kg ST \cdot l $^{-1}$. Finalment, per a la durada del període de filtració (variable especificada com a FASE), es prenen valors de durada de filtració de 1000, 2000 i 3000 s amb un descans de 50 s entre etapa i etapa.

En resum, les condicions d'operació seran les següents

- ✪ FR: [0, 5] KPa/s
- ✪ MLTS: [11, 16, 21] Kg ST·l⁻¹
- ✪ FASE: [{F:1000, R:50}, {F:2000, R:50}, {F:3000, R:50}] s

En la taula següent es presenten els paràmetres de simulació [36] que s'empren en la fórmula prèviament obtinguda en el punt 3.2.

Paràmetre	Unitat	Valor
$q_{MA,max}$	-	6,3009
$K_{s,XMC}$	Kg SST	0,2
K_F	Pa·s ⁻¹	0,00056
β_1	s ² ·m ⁻¹	-247897079
β_2	s·m ² ·Kg ⁻¹	50979,1
γ_0	s·m ⁻¹	2,81·10 ⁶
A	m ²	30
μ	Kg·s·m ⁻¹	0,001102
$\alpha_{c,0}$	m·Kg ⁻¹	1,0153·10 ¹³
PTM _a	KPa	18,9
K_{RI}	-	1,6·10 ⁻⁷

Taula 3. 1: Taula dels valors dels paràmetres del sistema

Inicialment, comencem aplicant l'estratègia de control desenvolupada a una durada dels cicles de fase de filtració de 1000 s. Amb aquesta durada de cada cicle, s'analitza el comportament del sistema amb les diferents concentracions de sòlids i taxes d'embrutiment. El mateix es fa amb cicles d'una durada del temps de filtració de 2000 i 3000 s. El període total de la simulació serà d'una setmana.

Per tant, s'efectuen 18 simulacions en total, en les que es pretén observar el comportament de la taxa d'embrutiment (FR), de la pressió transmembrana (PTM), del cabal de gas recirculat al sistema (BRF_v), la densitat d'embrutiment irreversible sobre la membrana (ω_i) i la densitat de coca acumulada sobre la membrana (ω_c).

Per a no comprometre la integritat de la membrana i malmetre llurs propietats és important que la PTM a la que estigui sotmesa aquesta durant les simulacions de l'estratègia de control no superi els 0,6 bars. Per tant, aquest serà un de les particularitats que determinaran la idoneïtat de les condicions d'operació per a llur elecció, ja que és quelcom que afecta directament a la seguretat de la membrana.

4. Resultats i discussió d'aquests.

4.1 Resultats simulacions.

Un cop realitzades les simulacions, es presenten els resultats que s'han obtingut en gràfiques per a poder observar visualment el comportament del sistema en cadascun dels casos contemplats.

4.1.1 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 1000 s.

$FR_C = 0$ KPa/s.

En la primera sèrie de casos simulats s'intenta mantenir la membrana el més neta possible, pel que es pretén treballar en condicions subcrítiques i mantenir la FR entorn a 0.

Cas 1: MLTS = 11 Kg ST·l⁻¹.

El primer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de 11 Kg ST·l⁻¹ en l'entrada.

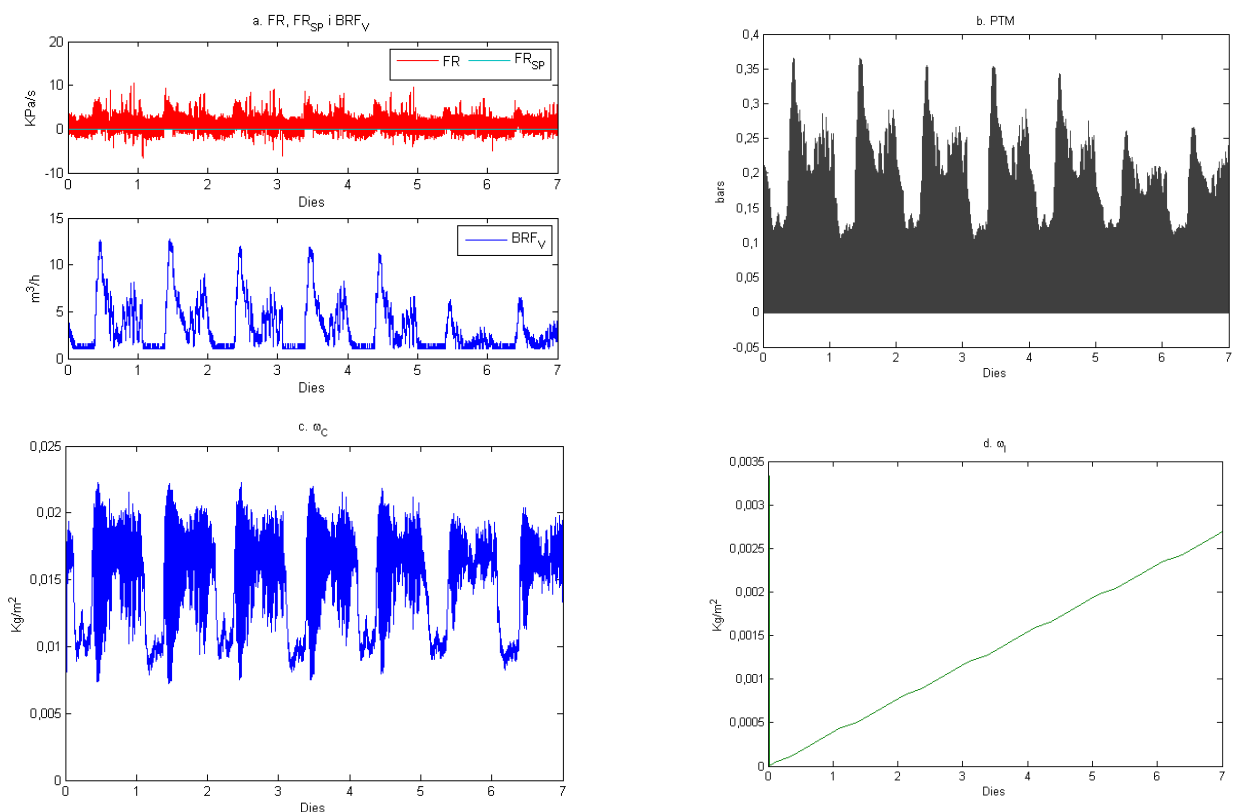


Fig. 4. 1: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de 11 Kg ST·l⁻¹ i un FR_C de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_C i BRF_V respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_C respecte del temps; i (d) ω_l respecte del temps.

La Fig. 4. 1 mostra el comportament de l'estratègia de control en condicions subcrítiques de funcionament al llarg d'una setmana de simulació. Com bé es pot constatar en Fig. 4. 1a, la taxa



d'embrutiment roman, dins del que cap, prou constant i pròxima al valor consigna al llarg de tota la simulació. Al mateix temps, es pot veure que la injecció de gas al sistema coincideix amb les puntes de cabal d'entrada al sistema, fet que s'explica amb que són els instants en que s'acumula major quantitat de coca sobre la membrana. No obstant, al treballar en condicions en les que es vol mantenir una taxa d'embrutiment sobre la membrana pràcticament zero, el sistema de recirculació no ha de treballar al màxim de llur capacitat per que no s'espera a que s'acumuli gran quantitat de coca sobre la membrana. Com que no s'espera a que s'acumuli una gran quantitat de coca sobre la membrana, les característiques de filtració no es veuen notablement afectades, pel que, com es pot veure en Fig. 4. 1b, la PTM de la membrana no es veu gaire afectada i roman prou constant i baixa, mantenint-se en tot moment per sota del màxim de seguretat permès.

Com que la neteja del sistema es produeix sovint, tant la massa d'embrutiment per àrea ω_c (Fig. 4. 1c) com la massa d'embrutiment irreversible per àrea ω_i (Fig. 4. 1d), són ínfimes. En el primer cas (Fig. 4. 1c), la seva variació es pràcticament constant al llarg de tot el funcionament i llur quantitat és d'una ordre de magnitud de 10^{-2} Kg/m², per la qual cosa, el seu efecte sobre el funcionament del sistema és molt lleu. En el segon cas (Fig. 4. 1d), segueix una evolució ascendent en línia recta al llarg de tot el període d'operació. No obstant, el seu ordre de magnitud és fins i tot menor que en el cas anterior, essent aquest de l'ordre de 10^{-3} kg/m². Ja que es tracta d'embrutiment irreversible, aquest és acumulatiu, pel que durant els primers estadis de funcionament del sistema llur efecte en aquest és irrisori, però durant el transcurs del temps, arribarà un moment en que aquest serà notable.

Cas 2: $MLTS = 16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El segon cas analitzat amb l'estratègia de control fou el considerar el sistema amb una concentració de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

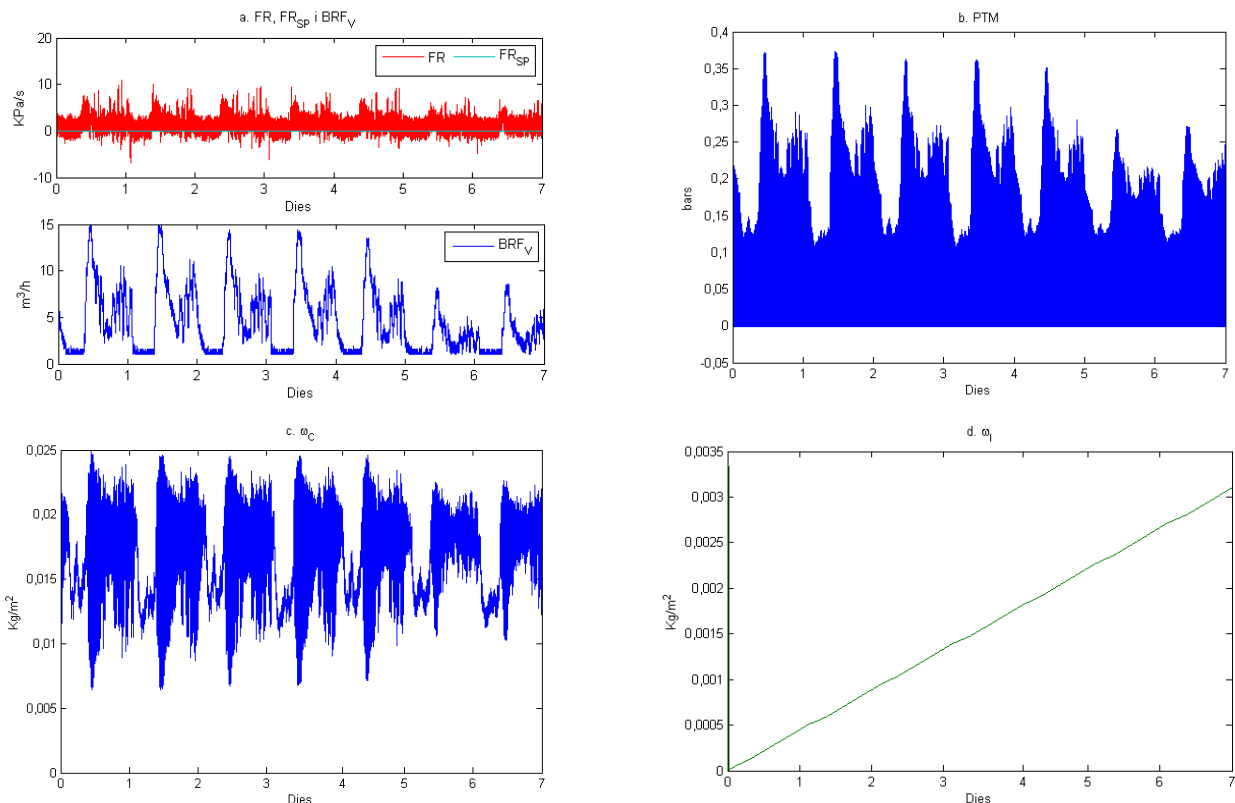


Fig. 4. 2: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_l respecte del temps.

La Fig. 4. 2 mostra el comportament de l'estratègia de control en condicions subcrítiques de funcionament al llarg d'una setmana de simulació, en aquest cas però, la quantitat de sòlids presents en el licor d'entrada és major. Com es pot veure en Fig. 4. 2a, aquest augment no ha afectat gaire en l'empresa de mantenir la taxa d'embrutiment de la membrana pràcticament nul·la. Tot i així, es pot observar que per a mantenir el FR entorn el valor consigna el sistema ha hagut de proporcionar una major quantitat de gas degut que hi ha hagut una major demanda per a mantenir-ne les característiques de filtració. Això ha fet que en els valors punta de cabal d'entrada, principalment els primers dies de la simulació, el sistema s'ha vist forçat a treballar al màxim de la seva capacitat de funcionament. Aquest succés es pot veure si ho comparem amb el cas anterior, en que la quantitat de sòlids en l'entrada era menor, i en que el que comportament de la quantitat de gas a recircular era pràcticament igual però sense arribar en cap moment al màxim del cabal que es pot proporcionar. Gràcies a que el sistema ha pogut assumir l'augment de sòlids en el licor d'entrada, la PTM de treball de la membrana roman pràcticament invariable respecte al primer cas (Fig. 4. 2b), i es manté en tot moment per sota del màxim de seguretat permès.

Com que hi ha hagut un augment de la quantitat de sòlids en l'influent d'entrada al tanc de membranes, això ha afectat en la quantitat de brutícia acumulada sobre de la membrana. En el cas de la massa de coca ω_c (Fig. 4. 2c), el seu comportament ha romàs pràcticament igual respecte al cas

anterior, mantenint-se en el mateix ordre de magnitud de desenes de grams. Tot i així, es pot veure que la quantitat de coca que s'acumula sobre la membrana ha augmentat lleugerament i que la seva evolució al llarg del temps té una major amplitud, mostra de que la major concentració de sòlids ha afectat en la formació de coca sobre la membrana tot i el treball de la bufant per a proporcionar una major quantitat de BRF.

En el cas de la massa de brutícia irreversible ω_i (Fig. 4. 2d), aquesta segueix mantenint el seu comportament amb un lleuger augment en la pendent de la recta, fet totalment lògic al augmentar el valor de sòlids en l'aigua d'entrada.

Cas 3: MLTS = 21 Kg ST·l⁻¹.

El tercer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de 21 Kg ST·l⁻¹ en l'entrada.

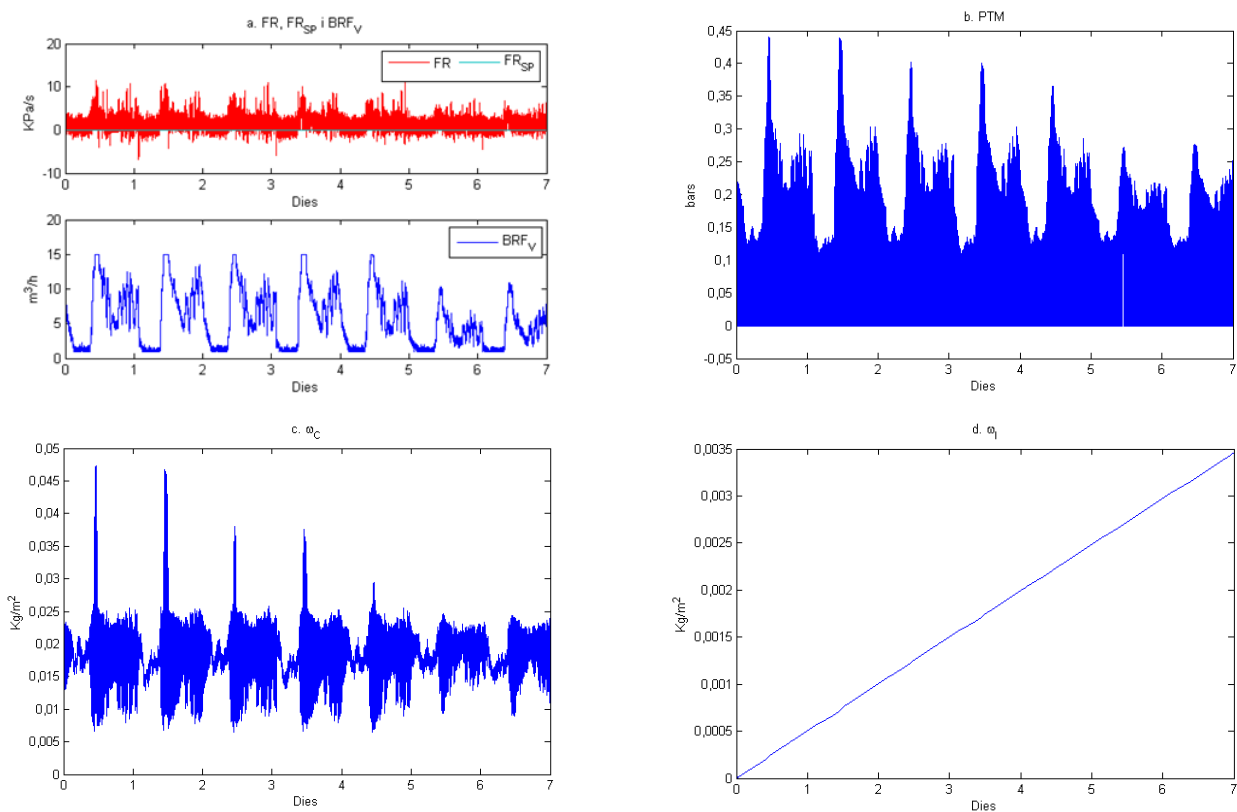


Fig. 4. 3: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de 21 Kg ST·l⁻¹ i un FR_c de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

La Fig. 4. 3 mostra el comportament de l'estratègia de control en condicions subcríiques de funcionament al llarg d'una setmana de simulació, en aquest cas però, tal com en el cas anterior, la quantitat de sòlids en l'influent d'entrada al tanc de membranes és prou major que en els dos casos contemplats anteriorment. Com bé es pot veure en Fig. 4. 3a, l'intent de mantenir l'embrutiment de la membrana vora el valor de consigna es complica notablement, fent que fluctui constantment dificultant el seu control. A més, al veure's forçat el sistema a treballar amb una concentració de sòlids elevada, la



recirculació de gas ha de ser major, fent que aquesta estigui treballant a major rendiment durant tot el temps d'operació i que el sistema arribi al seu màxim operacional massa sovint. Degut a que el sistema de recirculació no pot proporcionar la quantitat òptima de gas per al bombolleig ja que arriba al seu límit, la PTM a la que treballa la membrana es veu afectada (Fig. 4. 3b), essent aquesta major en general que en els casos anteriors i tenint puntes de pressió que al final poden acabar afectant negativament a la membrana. No obstant, la PTM no supera el màxim de seguretat establert.

Tal com s'està comentant, el fet de que hi hagi hagut un augment considerable de la concentració de sòlids en el licor del influent ha propiciat que el sistema treballi massa forçat per a mantenir la taxa d'embrutiment entorn a zero. Encara que el comportament tingui, en general, una forma semblant als casos anteriors en que la concentració de sòlids era menor, es pot veure que, al comparar-ho amb les Fig. 4. 1c i Fig. 4. 2c, l'acumulació es dispara en certs moments. Aquests, com be es pot observar, coincideixen amb els moments en que la demanda de gas per a la neteja de la membrana és major al cabal de gas que la bufant pot proporcionar, ja que arriba al seu màxim operacional. Quan el sistema s'hi troba en aquesta situació, aquest no pot fer front a la demanda i, per tant, es dispara la formació de coca sobre la membrana.

D'altra banda, tot i que l'augment de sòlids en l'influent afecta en l'acumulació de brutícia sobre la membrana, la massa de brutícia irreversible ω_1 no es veu afectada de forma important, mantenint-se en el mateix ordre de magnitud que en els dos casos anteriors i mantenint la mateixa evolució al llarg del temps (Fig. 4. 3d). Això es gràcies a que encara que hi hagi una acumulació puntual desmesurada de coca sobre la membrana, aquesta és ràpidament retirada, pel que no s'acumula gaire quantitat en l'interior d'aquesta.

$FR_C = 5 \text{ KPa/s}$.

En la següent sèrie de casos simulats s'intenta mantenir la membrana el més neta possible tolerant però una certa quantitat d'embrutiment en la membrana. En aquest cas, es treballa en condicions supracrítiques del sistema.

Cas 1: MLTS = 11 Kg ST·l⁻¹.

El primer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de 11 Kg ST·l⁻¹ en l'entrada.

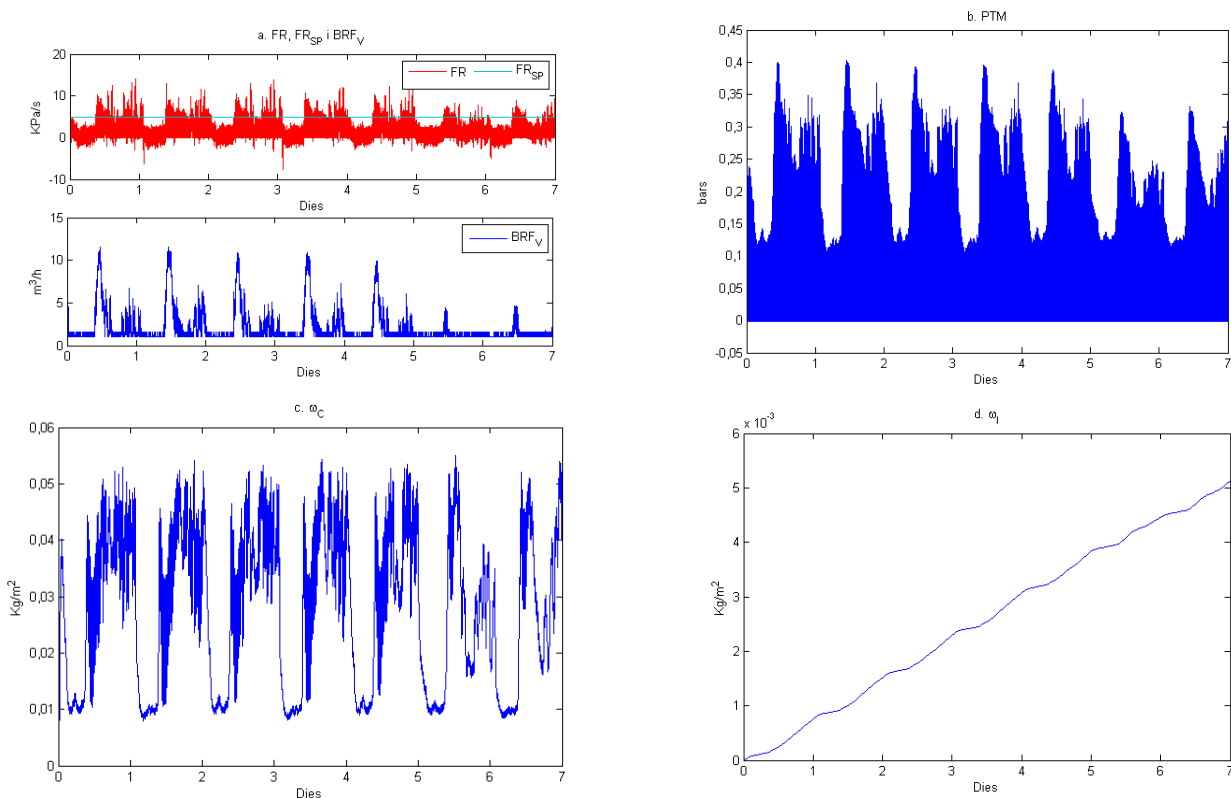


Fig. 4. 4: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de 11 Kg ST·l⁻¹ i un FR_C de 5 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_C i BR_{fv} respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

La Fig. 4. 4 mostra el comportament de l'estratègia de control en condicions supracrítiques de funcionament al llarg d'una setmana de simulació amb una baixa quantitat de sòlids en l'influent d'entrada. Com bé es pot veure en Fig. 4. 4a, tot i el fet de que el sistema permet tolerar una major quantitat de brutícia, el FR es manté baix i no augmenta de forma desmesurada. El problema ve degut a les condicions d'operació, les quals no possibiliten el controlar-lo en tot moment i que aquest es mantingui vora el valor consigna. Aquest fet es deu principalment a una sobregasificació del sistema en la majoria dels casos. És a dir, el sistema opera a cabals de gas superiors als necessaris, ja que treballa amb la capacitat mínima d'injecció que aquest pot proporcionar i que supera les necessitats de demanda existents.

A més, el sistema de recirculació de gas funciona sense arribar en cap moment al màxim de llurs possibilitats tot i les seves puntes de funcionament. Al funcionar correctament el sistema de



recirculació, la pressió de treball de la membrana (Fig. 4. 4b) no es dispara i aquesta funciona, mantenint-se així prou baixa i constant. Per tant, tot i augmentar respecte als casos anteriors, la PTM es manté sota del màxim de seguretat, no comproment d'aquesta manera la integritat estructural de la membrana.

El fet de permetre una FR major als casos anteriors propicia que hi hagi una major acumulació de sòlids sobre la membrana. El fet és constatable al observar la Fig. 4. 4c, en el que es pot veure que, encara que la tendència al llarg del temps sigui molt semblant als casos en que el FR es pretenia mantenir entorn a 0 KPa/s. No obstant, el rang de valors que ω_c assoleix es aproximadament el doble a als casos de FR = 0 KPa/s. La amplitud del rang en que fluctua la formació de la capa de coca és major que en les situacions abans contemplades, ja que al permetre una major taxa d'embrutiment hi haurà una major quantitat de coca acumulada sobre la membrana.

D'altra banda, la massa d'embrutiment irreversible per superfície en la membrana ω_i (Fig. 4. 4d), augmenta també en comparació amb les proves anteriors, conservant el mateix ordre de magnitud que en els casos inicials (10^{-3} kg/m²) i mantenint una progressió pràcticament lineal però amb una pendent major. Això provocarà per tant que la membrana, en comparació amb el primer grup de casos, es col·lapsi prou abans de l'esperat.

Cas 2: $MLTS = 16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El segon cas analitzat amb l'estratègia de control fou el considerar el sistema amb una concentració de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

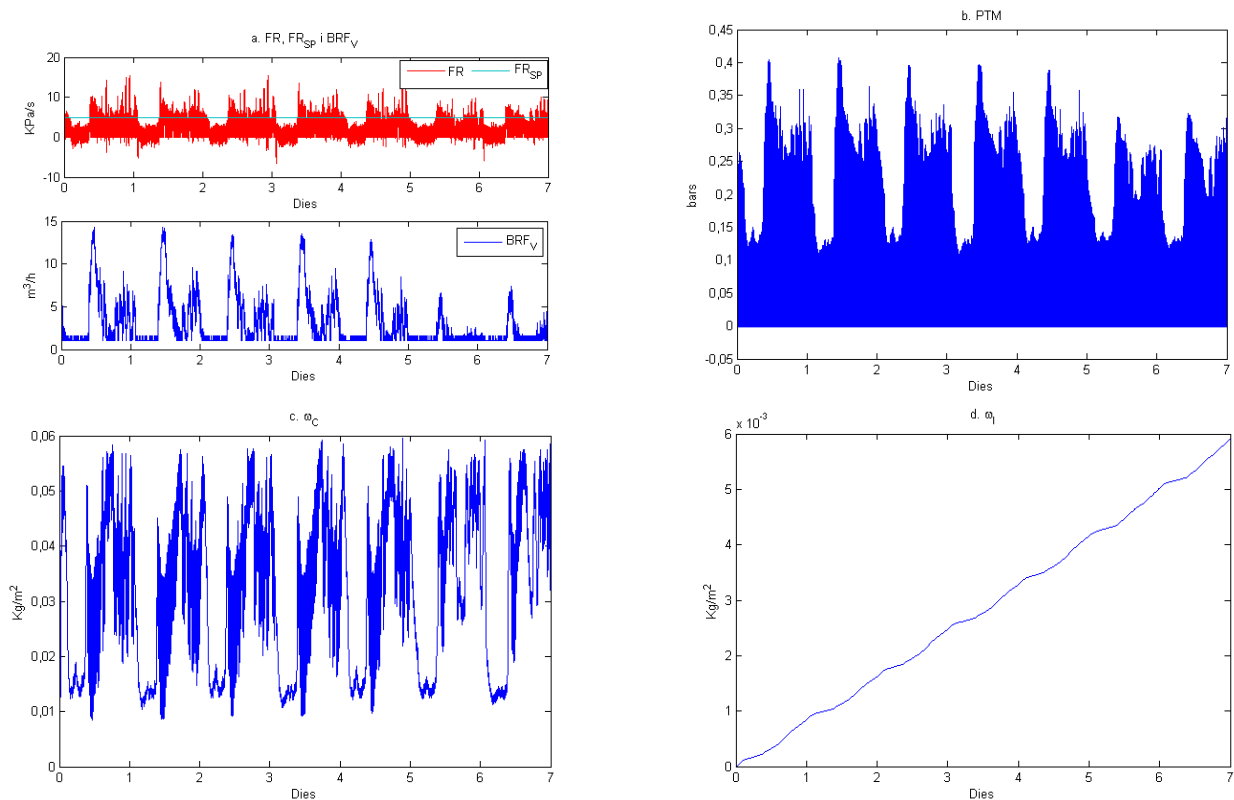


Fig. 4. 5: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_l respecte del temps.

La Fig. 4. 5 mostra el comportament del sistema en condicions supracrítiques de funcionament però amb un lleuger augment de la concentració de sòlids en l'influent d'entrada al tanc de membranes. Com es pot apreciar en Fig. 4. 5a, tot i l'augment dels $MLTS$, la taxa d'embrutiment segueix mantenint un comportament molt semblant al cas anterior. En aquest cas però, al haver-hi una major concentració de sòlids, el FR és més controlable. És a dir, que en base al flux J , que quan aquest és molt petit es necessita menor quantitat de gas a recircular per al *gas sparging* i per tant es va sobrer en la capacitat de gasificació del sistema y, quan J és major, en aquest cas amb els $MLTS$ es pot controlar la demanda de gas per a la neteja de la membrana i així mantenir el FR vora el valor consigna.

Degut a l'augment de sòlids en l'influent, és necessari recircular més gas de l'esperat per a poder mantenir la membrana neta i que les característiques de filtració no es vegin afectades. Això provoca que en certs moments el sistema hagi de treballar gairebé al màxim de llur capacitats. Com bé es pot apreciar en Fig. 4. 5b, tot i l'augment dels $MLTS$, la PTM es manté prou continguda sense arribar al màxim de seguretat establert, gràcies a que el sistema de bombolleig de la membrana funciona correctament.

Ja que s'augmenta el valor de $MLTS$ en l'aigua d'entrada, es produeix una major acumulació de sòlids sobre la membrana. Aquest fet és fàcilment observable en Fig. 4. 5c, on la massa de coca per

superfície acumulada sobre la membrana ω_c augmenta lleugerament respecte al cas anterior. Aquest augment produeix que s'hagi de recircular més quantitat de gas a la membrana per a mantenir-la neta, tal com s'ha comentat anteriorment. A més, Al mateix temps, la massa d'embrutiment irreversible que s'acumula en la membrana ω_i (Fig. 4. 5d), segueix mantenint una progressió pràcticament lineal en un ordre de magnitud de grams per metre quadrat. Aquesta evolució, al principi de la posada en marxa del sistema no repercuteix en demesia en el seu funcionament, però al ser acumulatiu, al final afecta notablement a llur característiques de funcionament.

Cas 3: MLTS = 21 Kg ST·l⁻¹.

El tercer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de 21 Kg ST·l⁻¹ en l'entrada.

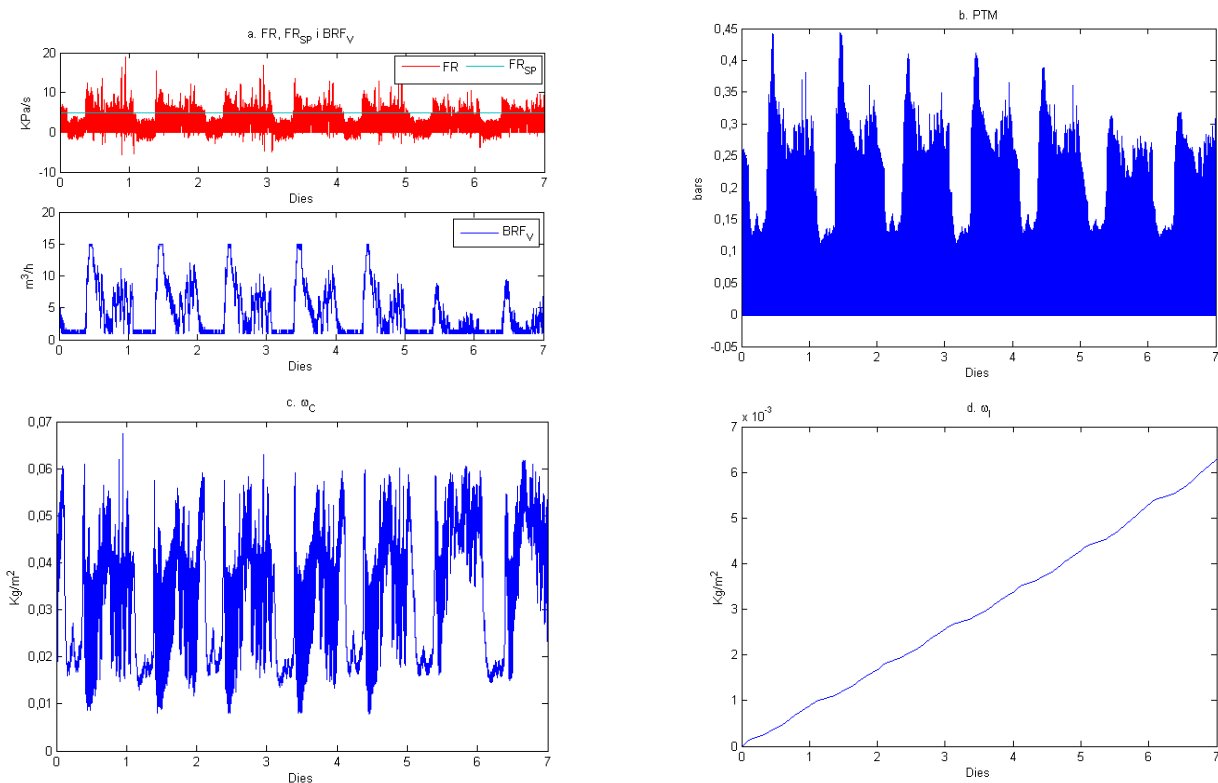


Fig. 4. 6: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de 21 Kg ST·l⁻¹ i un FR_c de 5 KPa/s. Evolució de: (a) FR, FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

La Fig. 4. 6 mostra el comportament del sistema en les condicions supracrítiques de funcionament però amb una concentració de sòlids en el licor d'entrada en el tanc de membranes major que en els casos anteriors. Com s'observa en Fig. 4. 6a, la taxa d'embrutiment es manté amb un comportament com el dels dos casos anteriors. De la mateixa manera, la raó per a la qual el FR no es pot mantenir vora el valor consigna és degut a que a la membrana s'hi recircula un cabal mínim que no permet que la taxa d'embrutiment no augmenti, i per tant, no permet el control total d'aquest paràmetre. A més, el sistema es veu obligat a recircular més gas per a poder pal·liar els efectes d'aquest augment, fent que el sistema tingui puntes de funcionament en que arriba al màxim de llur possibilitats. Com és lògic, l'augment de la concentració de sòlids produeix que, tot i el recircular més cabal de gas,



treballi a una PTM superior (Fig. 4. 6b). Tot i així, el sistema es manté dins del marge de seguretat, pel que la membrana sofreix però no es veu en perill.

Tal com passa en els casos anteriors, l'augment de la concentració de sòlids en el licor d'entrada al sistema provoca un augment de la massa de coca acumulada per unitat de superfície ω_c sobre la membrana (Fig. 4. 6c). Degut a aquest augment, hi ha una major demanda de gas per a poder mantenir la membrana neta, pel que es fa necessari l'augment del cabal de gas a recircular, però el problema resta en que el sistema sembla no poder proporcionar més del que ja proporciona. A més, comparant-ho amb els casos anteriors, es pot veure que a mesura de que les condicions d'operació es van endurint, l'acumulació és cada cop major i el rang de l'interval en que ω_c es mou és major (el doble respecte als casos de FR = 0 KPa/s i lleugerament major respecte a la resta de casos de FR = 5 KPa/s).

D'altra banda, aquest augment també afecta a la massa d'embrutiment irreversible ω_i (Fig. 4. 6d). Com en tots els casos anteriors, segueix una evolució pràcticament lineal, però en aquest cas, i com es pot constatar si es compara amb tots els casos anteriors, la pendent és una mica més elevada, pel que s'arribarà abans a la situació de que aquesta variable afecti notablement a les característiques de filtració del sistema.

4.1.2 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 2000 s.

Per a aquest cas, s'han realitzat les mateixes simulacions que en el cas FASE 1000. Les gràfiques resultants de dites simulacions es poden veure en el Annex 1 (Fig. 4. 7 – Fig. 4. 12).

El comportament en totes les situacions analitzades en aquest cas és molt semblant a del cas anterior, però amb certes diferències. Una de les més clares, i més lògica al mateix temps, és el fet de l'augment de la quantitat de brutícia en el sistema ja que aquest es manté durant més temps en funcionament. Per tant, això dificulta considerablement el control de la taxa d'embrutiment i el fet de mantenir la pressió de treball de la membrana en valors baixos. El fet de que s'hagi augmentat durant més temps els períodes de filtració comporta que, per a mantenir la taxa d'embrutiment controlada, s'hagi de fer recircular més cabal de gas per a mantenir les característiques de filtració dins de les condicions òptimes. A més, com en els casos anteriors, en condicions supracrítiques, tot i anar augmentant la concentració de sòlids, hi segueix existint certa sobregasificació que dificulta el control de FR, degut com bé s'ha comentat a les característiques de funcionament de la bufant.

Al augmentar l'interval de temps entre neteja i neteja de la membrana, la pressió de treball a la que aquesta es veu sotmesa va augmentant lleugerament a mesura que augmenta el valor de la concentració de sòlids en el licor d'entrada i a mesura que s'augmenta la taxa d'embrutiment tolerada pel sistema. Nogensmenys, en el cas que ens ocupa, en el que s'ha duplicat el temps del període de filtració, la PTM amb la que treballa la membrana es manté constantment dins del rang de seguretat, tot i que va augmentant gradualment a mesura que es van endurint les condicions d'operació.

Com en el grup de casos anteriors en que les fases de funcionament eren més curtes, el rang de valors en els que fluctua la tendència de ω_c , baixa i en un ordre de magnitud de 10^{-2} Kg/m². No obstant, com era d'esperar, al duplicar el temps en que el sistema està filtrant produeix que aquest rang de valors augmenti lleugerament respecte als casos anteriors ja que s'hi acumula una major quantitat de coca sobre la membrana.



El mateix passa amb ω_1 . Aquesta segueix mantenint una tendència ascendent en forma de línia recta però amb una pendent major a mesura que es van endurint les condicions d'operació. És quelcom completament lògic ja que si s'hi acumula una major capa de coca, s'hi acumularà una major quantitat de brutícia irreversible en la membrana.

4.1.3 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 3000 s.

Per a aquest cas, s'han realitzat les mateixes simulacions que en les dues situacions anteriors (FASE 1000 i FASE 2000). Les gràfiques resultants de dites simulacions es poden veure en el Annex 2 (Fig. 4. 13 – Fig. 4. 18).

En aquest conjunt de casos el que s'ha fet és augmentar el temps de filtració, fins a triplicar-lo respecte al primer conjunt de casos simulats. Com bé és de suposar, aquest increment del temps entre neteja i neteja de la membrana, ha comportat que les condicions d'operació, en les sis simulacions, hagin estat més desfavorables que en els dos conjunts de casos anteriors.

El fet d'allargar el temps en que el sistema està filtrant comporta que hi haurà una major acumulació de brutícia sobre la membrana, per la qual cosa el cabal de gas a recircular serà major si es vol mantenir la taxa d'embrutiment sota control. Per a aquest fet, a mesura que es van endurint les condicions de filtració, el control de l'embrutiment de la membrana cada cop esdevé més difícil. En el casos en que l'embrutiment es vol mantenir pròxim a 0 KPa/s, aquest es manté prou pròxim al valor consigna al llarg del temps tant quan el valor de MLTS és 11 i 16 Kg ST·l⁻¹ (Fig. 4. 13a i Fig. 4. 14a respectivament), encara que presenten puntes en que l'embrutiment es dispara i resta sense control. En el cas en que la concentració de l'influent és de 21 Kg ST·l⁻¹ (Fig. 4. 15a), el nombre de vegades que l'embrutiment es dispara augmenta, fent que ja sigui difícil controlar correctament el sistema. D'altra banda, en els casos en que el valor de FR es vol mantenir pròxim a 5 KPa/s, en els tres casos de concentració de sòlids contemplats, aquest es manté amb molta dificultat vora el valor consigna. Degut a que les puntes en les que es dispara la taxa d'embrutiment es produeixen de forma molt continuada, aquestes condicions d'operació dificulten de forma notable que el sistema es mantingui controlat.

Com que el temps de filtració ha augmentat molt i que és necessari per al control del sistema mantenir la taxa d'embrutiment continguda, es fa necessari augmentar el cabal de gas a recircular. Això provoca que s'hagi de recircular més quantitat de gas en les condicions menys desfavorables de funcionament. Per tant, ja en aquestes condicions, el sistema treballa a un ritme molt elevat, arribant gairebé al màxim de llur capacitat (Fig. 4. 13a i Fig. 4. 16a). D'altra banda, en la resta de condicions, el sistema ja recircula al màxim.

Com que les condicions en les que treballa la membrana, la PTM que sofreix és més elevada que en els casos anteriors, arribant gairebé al límit de seguretat establert. En alguns casos però, com els mostrats per les Fig. 4. 15b i Fig. 4. 18b, que corresponen als casos amb la concentració més elevada en el licor d'entrada (21 Kg ST·l⁻¹), el màxim de seguretat es supera fàcilment en més d'una ocasió. Per tant, independentment de les possibles avantatges d'aquestes condicions, ja són condicions descartables ja que superen el màxim de seguretat de la membrana i, per tant, comprometen la integritat de la membrana.



Pel que fa a ω_c , segueix mantenint-se en l'ordre de magnitud que en les situacions anteriors. No obstant, com ha anat passant també amb les situacions abans comentades en que les fases de filtració eren més curtes, el fet d'endurir les condicions d'operació produeix que el rang de valors en que es mou la formació de la capa de coca augmenti. Tot i així, aquest es tracta d'un lleuger augment, el qual no compromet el funcionament del sistema i, per tant, no és alarmant.

D'altra banda, la massa de brutícia irreversible acumulada en la membrana (ω_i) segueix tenint una evolució lineal, iniciant-se en una concentració molt baixa que no afecta pràcticament a les condicions de filtració però que, al seguir una tendència ascendent, arribarà un punt en que el seu efecte sobre elles serà ben notable. Tal com ha passat en tots els casos anteriors, el valor de la pendent és major en cada cas a mesura que les condicions d'operació van essent endurides.

4.1.4 Anàlisi dels resultats.

En general, observant els resultats de les diferents simulacions, quan es vol mantenir el sistema en un FR_c de 0 KPa/s, aquest es manté sota control pràcticament durant tot el període de simulació. Nogensmenys, el control no és perfecte en llur totalitat i, en certes ocasions, el sistema es dispara assolint puntes de fins a 10 KPa/s en les situacions més favorables, i fins a gairebé 15 KPa/s en les més desfavorables. Com bé s'ha comentat però en el primer grup de casos, quan es vol treballar amb un FR_c de 5 KPa/s, aquest no és possible tenir-lo controlat en tot moment. Aquest fet succeeix també en els dos grups restants de casos, i és degut a que quan es vol mantenir una taxa d'embrutiment en condicions supracrítiques, vora els 5 KPa/s en aquest cas, el cabal mínim de gas que proporciona el sistema de membrana no deixa que el FR augmenti ja que hi ha una sobregasificació que supera a la demanda necessària per al *gas sparging*. Per tant, tot i que en certes ocasions el control és possible i que aquest es mantingui vora el valor consigna, les condicions d'operació del sistema no permeten que aquest control s'estengui a tot el període de treball, per la qual cosa es perd el control total del paràmetre. Per minimitzar, però, aquesta situació el que es pot fer es jugar amb la concentració de sòlids en l'entrada, ja que com es pot observar en els casos en que la concentració de MLTS és de 21 Kg $ST \cdot l^{-1}$, l'efecte de la sobregasificació es redueix a mesura que les condicions van endurint-se.

D'altra banda, la PTM a la que treballa la membrana no és sempre constant, tot i que el seu comportament té una periodicitat que es repeteix al llarg de tota la simulació. A grans trets, i com bé és de suposar, la pressió transmembrana augmenta a mesura que les condicions d'operació es van endurint, ja que ja sigui per l'augment del temps de filtració o per la concentració de sòlids en l'influent, hi ha cada cop una major acumulació de sòlids sobre la superfície de la membrana. Tot i aquest comportament, el gas recirculat i les neteges a contracorrent permeten que en la majoria dels casos la membrana treballi per sota del límit màxim de seguretat. Nogensmenys, en certes condicions d'operació es supera el límit de seguretat de la membrana de 0,6 bars. Aquest cas, el més desfavorable de tots els simulats (període de filtració de 3000 s, $FR_c=5$ KPa/s i $MLTS=21$ Kg $ST \cdot l^{-1}$), la PTM assoleix en més d'una ocasió puntes superiors al límit de seguretat (entorn el 0,65 bars). En general, les puntes de PTM a les que arriba el sistema estan entre els 0,37 bars aprox. en els cas més favorable (període de filtració de 1000 s, $FR_c=0$ KPa/s i $MLTS=11$ Kg $ST \cdot l^{-1}$) i els 0,53 bars aprox. en el cas més desfavorable que no supera el límit de seguretat (període de filtració de 3000 s, $FR_c=5$ KPa/s i $MLTS=16$ Kg $ST \cdot l^{-1}$).



Pel que fa a l'acumulació de sòlids en general sobre la membrana, ja sigui l'acumulació de coca ω_c o l'acumulació de brutícia irreversible ω_i , també es veu afectada per l'enduriment de les condicions de treball, essent major quan aquestes últimes són cada cop més adverses. Si parlem de ω_c , el seu comportament va íntimament lligat amb l'evolució al llarg de la simulació del BRF aplicat, però la seva evolució depèn notablement de quines siguin les condicions d'operació. En els casos de $FR=0$ KPa/s, amb unes concentracions de $MLTS=11$ Kg $ST \cdot l^{-1}$ o $MLTS=16$ Kg $ST \cdot l^{-1}$ i en qualsevol dels tres períodes de filtració assajats (1000 s, 2000 s i 3000 s), l'acumulació de coca sobre la membrana es manté molt baixa en general, sense disparar-se durant tota la simulació i en un rang de $[0,007, 0,023]$ Kg/ m^2 aproximadament en el cas més favorable de tots ($FASE=1000$ s, $FR_c=0$ KPa/s, $MLTS=11$ Kg $ST \cdot l^{-1}$) i en un rang de $[0,008, 0,03]$ Kg/ m^2 en el cas més desfavorable ($FASE=3000$ s, $FR_c=0$ KPa/s, $MLTS=16$ Kg $ST \cdot l^{-1}$). En canvi, quan la concentració del flux d'entrada és el màxim ($MLTS=21$ Kg $ST \cdot l^{-1}$), l'acumulació de sòlids ja no es manté constreta dintre d'un rang baix com en els casos anteriors i en certs moments es dispara fins lleugerament arribant a valors de més de $0,05$ Kg/ m^2 . És a dir, que en les condicions més desfavorables de funcionament la acumulació de sòlids sobre la membrana es dispara degut a que el sistema no pot fer front a la demanda de gas per a la neteja de la membrana degut a que la bufant està al màxim de la seva capacitat operacional. Ara bé, quan el FR_c que es vol mantenir en el sistema augmenta fins a 5 KPa/s, en tots els casos contemplats, independentment de la concentració del flux d'entrada com del temps de filtració, la bufant sembla proporcionar el suficient cabal de gas com per a que la acumulació de coca no es dispari. En aquestes condicions, s'hi acumula una major quantitat de coca sobre la membrana, aproximadament el doble que en els casos de $FR = 0$ KPa/s, estant en un rang de $[0,007, 0,055]$ Kg/ m^2 en el cas més favorable ($FASE=1000$ s, $FR_c=5$ KPa/s, $MLTS=11$ Kg $ST \cdot l^{-1}$) i $[0,007, 0,06]$ Kg/ m^2 en el més desfavorable ($FASE=3000$ s, $FR_c=5$ KPa/s, $MLTS=21$ Kg $ST \cdot l^{-1}$).

D'altra banda, si parlem de ω_i , aquesta segueix una tendència pràcticament lineal en tots els casos, diferenciant-se principalment en que quan més hostils són les condicions d'operació, major és la pendent de llur evolució. Per conseqüent, la membrana s'obturarà abans. Tanmateix, aquest comportament lineal consta de certs matisos en la seva progressió. Si s'observa amb deteniment els casos en que la concentració de sòlids és baixa i el FR_c és de 0 KPa/s, la recta presenta uns lleus escalonaments al principi de cada dia. Si un s'hi fixa, aquests coincideixen amb les baixades brusques i sobtades del FR , de la PTM , de ω_c i amb els moments en que el cabal del BRF és el mínim que aquest pot proporcionar. És un comportament que coincideix amb les baixades del flux d'entrada a la membrana, succés que pot explicar els fets anteriors i per tant, pot explicar el fet de que hi hagi una menor celeritat en l'acumulació de brutícia irreversible en la membrana i que els rentats a contracorrent siguin més efectius. En canvi, quan les condicions d'operació es van endurint, és a dir, quan els valors de $MLTS$ i FR_c augmenten, aquests esglaons van desaparèixer per a quedar en una línia recta. Aquest últim fet es podria explicar en que al haver-hi una major concentració en l'influent i/o al tolerar un major embrutiment de la membrana, els efectes de la recirculació de gas i/o de les neteges a contracorrent sobre l'embrutiment irreversible es veuen pràcticament anul·lades.

Finalment, a la vista dels resultats obtinguts, només es pot arribar a la conclusió de que si es vol que el sistema de membranes treballi el millor possible i que al mateix temps aquest sofreixi el mínim, el millor es treballar en les condicions d'operació més favorables possibles. És a dir, que des del punt de vista de que la membrana pateixi el mínim possible i de que llurs característiques de filtració no decaiguin, el millor seria treballar amb un temps de filtració de 1000 s, amb un valor consigna de taxa d'embrutiment de 0 KPa/s i amb una concentració de sòlids en l'influent d'entrada al sistema de



membranes de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ o $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$. La raó d'aquesta elecció és el fet de que amb un FR en condicions subcrítiques és més fàcil tenir-lo sota control i, amb aquestes concentracions de sòlids en l'entrada, s'evita una acumulació desmesurada de sòlids sobre la membrana que després afecta a la neteja d'aquesta. Nogensmenys, aquestes condicions poden fer que la membrana sofreixi un sobre desgast degut a que estarà sotmesa a més contrarrentats i rentats químics. Tot i així, aquests rentats no seran pas tan intensos com els que podrien ser els que sofriria si s'endurissin les condicions d'operació. Tanmateix, degut a que aquest sistema de membranes és un subconjunt que pertany a un sistema més gran, les condicions d'operació també vindran determinades per les necessitats del sistema, pel que els valors finalment elegits potser no siguin els més favorables per a les condicions de filtració.

4.2 Cost econòmic de funcionament.

Un element que determina la idoneïtat d'una estratègia de control per a un sistema des del punt de vista de l'enginyeria és el seu cost econòmic. És un factor que determina la viabilitat d'un sistema per a que el seu cost tant de funcionament com de manteniment facin propici el seu ús en la indústria. Per a això, és necessari analitzar el cost econòmic de cadascuna de les situacions de condició d'operació i de variable manipulada per a determinar, juntament amb el seu comportament, quina és l'opció més idònia de totes les analitzades.

És important posar-hi èmfasi en el fet del cost del manteniment dels sistemes, és a dir, en el cost de la vida útil i en els rentats químics. S'ha de tenir en compte que el cost total ve molt influenciat per aquests dos termes. Per tant, és necessari que hi hagi un equilibri que permeti que el sistema funcioni de manera òptima i amb costos reduïts i, que al mateix temps permeti que el manteniment del sistema sigui econòmic.

El que es pretén donar a entendre amb això és que les condicions d'operació seleccionades han de permetre la major durabilitat possible de la membrana i que al mateix temps, els rentats químics siguin els justs per a garantir-ne tant la durabilitat d'aquesta com les seves capacitats òptimes de filtració.



Simulació	FR _c	Filtració		MLTS	Wsop (KWh/m ³)	Cost Total (€/m ³)	Cost Potencia Total (€/m ³)	Cost Rentat (€/m ³)	Cost Vida Útil (€/m ³)
Sim 1	0	1000	50	11	0,05907	0,03059	0,00908	0,00613	0,01538
Sim 2	0	1000	50	16	0,08034	0,03683	0,01203	0,00706	0,01774
Sim 3	0	1000	50	21	0,10347	0,04285	0,01523	0,00787	0,01975
Sim 7	0	2000	50	11	0,05406	0,03203	0,00848	0,00671	0,01685
Sim 8	0	2000	50	16	0,07407	0,03838	0,01126	0,00772	0,01940
Sim 9	0	2000	50	21	0,09604	0,04458	0,01432	0,00862	0,02165
Sim 13	0	3000	50	11	0,05196	0,03305	0,00826	0,00706	0,01773
Sim 14	0	3000	50	16	0,07152	0,03952	0,01099	0,00812	0,02040
Sim 15	0	3000	50	21	0,09304	0,04581	0,01399	0,00906	0,02276
Sim 4	5	1000	50	11	0,03638	0,04701	0,00605	0,01167	0,02930
Sim 5	5	1000	50	16	0,05369	0,05562	0,00846	0,01343	0,03373
Sim 6	5	1000	50	21	0,07430	0,06136	0,01131	0,01425	0,03579
Sim 10	5	2000	50	11	0,03715	0,04817	0,00628	0,01193	0,02996
Sim 11	5	2000	50	16	0,05426	0,05635	0,00868	0,01358	0,03409
Sim 12	5	2000	50	21	0,07456	0,06198	0,01149	0,01438	0,03611
Sim 16	5	3000	50	11	0,03782	0,04772	0,00648	0,01175	0,02950
Sim 17	5	3000	50	16	0,05500	0,05581	0,00889	0,01337	0,03356
Sim 18	5	3000	50	21	0,07525	0,06161	0,01170	0,01422	0,03570

Taula 4. 1: Taula de costs de les diverses simulacions.

A mesura que s'augmenta la concentració de sòlids en el tanc de filtratge, hi ha una major acumulació de coca sobre la membrana. Això comporta un augment del consum energètic de la bomba, que necessita major treball per a mantenir les condicions de filtratge. Aleshores, si es vol mantenir un FR determinat, és necessari recircular més gas per a poder acomplir amb l'objectiu del valor consigna. Tanmateix, si el consum energètic de la bomba es compara entre diferents eleccions de FR_c, es pot observar que quan major és aquest últim, el consum disminueix. Aquest comportament es deu a que al tolerar un embrutiment major en la membrana, no fa tanta falta recircular tant de gas per a desprendre'n la capa acumulada. El mateix passa si la comparació s'efectua entre les diverses fases, hi ha una disminució del consum de la bomba ja que transcorre més temps entre rentat i rentat.

Quelcom de semblant passa amb el cost del rentat. Tant si es realitza la comparació només per la concentració de sòlids, com amb el FR_c o els períodes de filtració, es veu que el cost del rentat cada cop és major. El perquè és senzill: tant si s'augmenten qualsevol de les condicions d'operació com la variable manipulada, el resultat serà sempre que hi haurà cada cop una major acumulació de sòlids sobre la membrana. Al haver-hi una major capa de sòlids, netejar-la costarà cada cop més. A més, hi haurà un augment de la brutícia irreversible, la qual comportarà que la membrana s'obturi abans de l'esperat i disminueixi el rendiment de filtratge. Paral·lelament als fets anteriors, les característiques físiques i la seva pròpia integritat es veuen ressentides degut a que cada cop les condicions d'operació esdevenen més desfavorables per a la membrana. Així doncs, la vida útil d'aquesta última es veu afectada i per tant, el seu cost cada cop augmenta.

Finalment, tenint en compte el que s'ha esmentat abans, s'arriba al cost total del funcionament del sistema. Es pot veure que, en cada un dels casos contemplats, el cost total va augmentant, ja que cada cop es van endurint més les condicions de filtració de la membrana. Cada cop és més costós filtrar



degut a que la membrana està més saturada de brutícia i es redueixen notablement les seves capacitats de filtratge. A més, l'element que encareix cada cop més el cost total és el cost de la vida útil de la membrana, sobretot si es compara amb la resta de costos. Per tant, aquest té un pes important en l'elecció dels paràmetres finals de funcionament.

En resum, a mesura que es van endurint les condicions d'operació, el cost total del sistema va augmentant, principalment degut a que cada cop és més car netejar la membrana i a que es treballa a una pressió superior. Aquest fet, fa que sigui més car operar el sistema, apart de que el cost de la vida útil de la membrana s'encareix. Vist això, és necessari tenir en compte tot l'esmentat anteriorment per a elegir finalment els paràmetres de funcionament del sistema, a més de tenir en compte també les circumstàncies en les que aquest es trobi treballant.



5. Conclusions.

Després de tot el treball, s'han arribat a les següents conclusions al respecte:

- ✳ FR és relativament fàcil de controlar la majoria del temps mitjançant la recirculació de gas si es treballa en condicions subcrítiques (entorn a 0).
- ✳ Els paràmetres més determinants en l'acumulació de coca són el valor consigna de FR i la concentració de MLTS en el licor mescla. A mesura que FR augmenta, ω_c es dispara. A més, a mesura que MLTS augmenta, major serà la demanda de gas per a controlar-ne el FR. En conseqüència, tot això encarirà el consum energètic del sistema.
- ✳ Com més desfavorables siguin les condicions en les que treballa el sistema, major són els costos d'operació d'aquests, menor vida útil de la membrana i major és la dificultat de la filtració.
- ✳ En el cost de funcionament, l'apartat degut a la reposició de les membranes (vida útil) és el que major cost comporta.
- ✳ Les condicions de treball més òptimes són tenir una FR baixa (en condicions subcrítiques) i baixa concentració de MLTS.



6. Bibliografia

- [1] José Ferrer Polo and Aurora Seco Torrecillas, *Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales*. Valencia: Editorial UPV, 2011, pp. 81-95.
- [2] Angel Robles, *Estudio en planta piloto de la aplicación de la tecnología de membranas para el tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas. Tesina, Máster, ESP*. Valencia, 2010.
- [3] Pablo Ures Rodríguez, Alfredo Jácome Burgos, and Joaquín Suárez López, "Filtración en membrana y osmósis inversa (ETP-TER-005)," Univesidad da Coruña - INDITEX, A Coruña, Fitxa tècnica. Maig 2015.
- [4] Giuliana Ferrero, Ignasi Rodríguez-Roda, and Joaquim Comas, "Automatic control systems for submerged bioreactors: A state-of-the-art review," *Water Research*, no. 46, pp. 3421-3433, 2012.
- [5] P. Cote, A. Janson, H. Rabie, and M. Singh, "Cyclic aeration system for submerged membrane modules," WO 00/21890, 2000.
- [6] B. Mansell, J. Peterson, C.C. Tang, R. Horvath, and J. Stahl, "Comparison of biofouling control in a membrane bioreactor via two coarse bubble aeration cycles," *Proceedings of WEFTEC*, pp. 1904-1916, 2006.
- [7] N. Adams et al., "Reducing the cost of MBR: The continuous optimization of GE's ZeeWeed Technology," *6th IWA specialist conference on membrane technology for water and wastewater treatment, Aachen, Germany*, 2011.
- [8] M. Dimitrou et al., "Energy efficient biological treatment system with filtration membrane," US/2006/0213831, 2006.
- [9] F. Zha and W. Liu, "Dynamic control of membrane bioreactor system," WO/2007/038843, 2007.
- [10] F. Zha, R.W. Phelps, A. Sneddon, and T. Nguyen, "Improved operating strategies in filtration processes," WO/2007/079540, 2007.
- [11] D. Livingston, "Efficient MBR operation in wastewater treatment," WO/2007/053528, 2007.
- [12] O. Lorain, P. Dufaye, W. Bosq, and J. Espenan, "A new membrane bioreactor generation for wastewater treatment application: strategy of membrane aeration management by sequencing aeration cycles," *Desalination*, no. 250, pp. 639-943, 2010.
- [13] D. Jeison and J.B. van Lier, "On-line cake-layer management by trans-membrane pressure steady state assessment in anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment," *BioChem Eng*, no. 29, pp. 204-209, 2006.
- [14] P.J. Smith, S. Vigneswaran, H.H. Ngo, R. Ben-Aim, and H. Nguyen, "A new approach to backwash



- initiation in membranesystems," *J. Membr. Sci.*, no. 278, pp. 381-389, 2006.
- [15] P.J. Smith, S. Vigneswaran, H.H. Ngo, H. Nguyen, and R. Ben-Aim, "Application of an automation system and a supervisory control and data acquisition (SCADA), system for the optimal operation of a membrane adsorption hybrid system," *Water Sci. Technol.*, no. 53, pp. 179-184, 2006.
- [16] S. Hong, H. Zhao, and R. Dimassimo, "Method for controlling fouling of a membrane filter," WO/2008/137908, 2008.
- [17] B. Ginzburg, F. Yacoub, P. Cote, and A. Janson, "Process control for an immersed membrane system," WO/2007/006153, 2007.
- [18] B. Ginzburg, J. Peeters, and J. Pawloski, "On-line fouling control for energy reduction in membrane bioreactors. In:Proceedings of: Membrane Technology," *WEF*, 2008.
- [19] J. Busch, A. Cruse, and W. Marquardt, "Run-to-run control of membrane filtration processes," *American institute of chemical engineers*, no. 53, pp. 2316-2328, 2007.
- [20] J. Busch and W. Marquardt, "Model-based control of MF/UF filtration processes: pilot plant implementation and results," *Water Sci, Technol*, no. 59, pp. 1713-1720, 2009.
- [21] R. Soleimani, N.A. Shoushtari, B. Mirza, and A. Salahi, "Experimental investigation, modeling and optimization of membrane separation using artificial neural network and multi-objective optimization using genetic algorithm," *Chem. Eng. Res. Des.*, no. 91, pp. 883-903, 2013.
- [22] A. Drews et al., "Model-based recognition of fouling mechanisms in membrane bioreactors," *Desalination*, no. 236, pp. 224-233, 2009.
- [23] A. Drews, "Membrane fouling in membrane bioreactors-characterisation, contradictions, cause and cures," *J. Membr. Sci.*, no. 363, pp. 1-28, 2010.
- [24] I. Rodriguez-Roda et al., "Procedimiento automatizado de control en tiempo real de un biorreactor de membranas y sistema de control correspondiente," ES 2333837, 2010.
- [25] G. Ferrero, H. Monclús, G. Buttiglieri, J. Comas, and I. Rodriguez-Roda, "Automatic control system for energy optimizacion in membrane bioreactors," *Desalination*, no. 268, pp. 276-280, 2011.
- [26] G. Ferrero et al., "Development of a control algorithm for air scour reduction in membrane bioreactors for wastewater treatment," *J. Chem. Technol. Biot*, no. 86, pp. 784-789, 2011.
- [27] G. Ferrero et al., "A knowledge-based control system for air scour optimization in membrane bioreactors," *Water Sci. Technol*, no. 63, pp. 2025-2031, 2011.
- [28] A. Vargas, I. Moreno-Andrade, and G. Buitrón, "Controlled backwashing in a membrane sequencing batch reactor used for toxic wastewater treatment," *J. Membr. Sci.*, no. 320, pp. 185-190, 2008.



- [29] E. Brauns and E. Van Hoof, "Supervisory control system and method for membrane cleaning," WO/2008/132186, 2008.
- [30] C. Huyskens, E. Brauns, E. Van Hoof, and H. De Wever, "A new method for the evaluation of the reversible and irreversible fouling propensity of MBR mixed liquor," *J. Membr. Sci.*, no. 323, pp. 185-192, 2008.
- [31] C. Huyskens, E. Brauns, E. Van Hoof, E. Diels, and H. De Wever, "Validation of a supervisory control system for energy saving in membrane bioreactors," *Water Res.*, no. 45, pp. 1443-1453, 2011.
- [32] H-D. Park et al., "Reduction of membrane fouling by simultaneous upward and downward air sparging in a pilot-scale submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater," *Desalination*, no. 251, pp. 75-82, 2010.
- [33] A. Robles, M.V. Ruano, J. Ribes, and J. Ferrer, "Advanced control system for optimal filtration in submerged anaerobic MBRs (SAnMBRs)," *Journal of Membrane Science* 430, pp. 330-341, 2012.
- [34] A. Robles, M.V. Ruano, J. Ribes, A. Seco, and J. Ferrer, "Model-based automatic tuning of a filtration control system for submerged anaerobic membrane bioreactors (AnMBR)," *Journal of Membrane Science*, no. 465, pp. 14-26, 2014.
- [35] J.B. Giménez et al., "Experimental study of the anaerobic urban wastewater treatment in a submerged hollow-fibre membrane bioreactor at pilot scale," *Bioresource Technology* 102, pp. 8799-8806, 2011.
- [36] A. Robles, M.V. Ruano, J. Ribes, A. Seco, and J. Ferrer, "Mathematical modelling of filtration in submerged anaerobic MBRs (SAnMBRs): Long-Term validation," *Journal of Membrane Science* 446, pp. 303-309, 2013.
- [37] A. Robles, M.V. Ruano, J. Ribes, A. Seco, and J. Ferrer, "A filtration model applied to submerged anaerobic MBRs (SAnMBRs)," *Journal of Membrane Science* 444, pp. 139-147, 2013.
- [38] Yoon Seong-Hoon. (2016, Jan.) OnlineMBR. [Online]. <http://onlinembr.info/principles/resistance-in-series-model/>
- [39] Mathworks. Simulink. [Online]. <http://es.mathworks.com/products/simulink/>
- [40] John B. Copp, "Development of standardised influent files for the evaluation of activated sludge control strategies.," IAWQ Scientific and Technical Report Task Group: Respirometry in Control of the Activated Sludge Process, internal report 1999.
- [41] John B. Copp, Ulf Jeppsson, and Peter Vanrolleghem, "The Benchmark Simulation Models - A valuable collection of modelling tools," in *iEMSs 2008: International Congress on Environmental Modelling and Software*, 2008, pp. 1314-1321.
- [42] Leopoldo Vidal-Asiain, "Las técnicas de filtración tangencial y el medio ambiente," *Revista 3*, IV



- trimestre 1999. [Online]. <http://www.asiain-asesores.com/rev3/pag31.htm>
- [43] Bart Verrecht, Thomas Maere, Ingmar Nopens, Christoph Brepols, and Simon Judd, "The cost of a large-scale hollow fibre MBR," *Water Research*, no. 44, pp. 5274-5283, 2010.
- [44] Luisa Vera, Ignacio Ruigómez, Enrique González, Paula Bodelón, and Juan Rodríguez-Sevilla, "Biorreactores de membrana anaerobios para tratamiento de aguas residuales urbanas domésticas. Estudio preliminar.," *Avances en ciencia e ingeniería*, pp. 1-15, Octubre/Diciembre 2014.
- [45] Adam Smith, Lauren Stadler, Nancy Love, Steven Skerlos, and Lutgarde Raskin, "Perspectives on anaerobic membrane bioreactor treatment of domestic wastewater: A critical review," *Bioresource Technology*, no. 122, pp. 149-159, 2012.
- [46] B. Schätz, A. Pretschner, F. Huber, and J. Philipps, "Model-Based development of embedded systems".
- [47] J.E. Sánchez-Ramírez, A. Bouzas, A. Seco, J. Ferrer, and F. García-Usach, "Post-treatment of a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAnMBR) effluent by an activated sludge system.," *Journal of Environmental Management*, pp. 213-218, 2014.
- [48] Francesc Sánchez Font, *Estudio y diseño de una planta de producción de membranas cerámicas de coste reducido. PFC. ESP.* Barcelona, 2007.
- [49] Francisco Rodríguez Rubio and Manuel Jesús López Sánchez, *Control Adaptativo y Robusto.* Sevilla, España: Universidad de Sevilla, 1996.
- [50] Angel Robles, *Modelling, simulation and control of the filtration process in a submerged anaerobic membrane bioreactor treating urban wastewater. Tesis, Dr, ENG.* Valencia: Editorial UPV, 2013.
- [51] Johannes Pinnekamp and Harald Friederich, Eds., *Membrane technology for waste water treatment.* North Rhine-Westphalia, Germany, 2003.
- [52] Marc Ortega Viza, *Reutilització d'aigües residuals en una indústria alimentària mitjançant un procés terciari en base a membranes. PFC, CAT.* Barcelona, 2006.
- [53] Gustaf Olsson, Marinus K. Nielsen, Zhiguo Yuan, Anders Lynggaard-Jensen, and Jean-Philippe Steyer, *Instrumentation, Control and Automation in Wastewater Systems.* London: IWA Publishing, 2005.
- [54] Guillermo Morales-Luna, "Introducción a la lógica difusa," 2002.
- [55] Damián Jorge Matich, *Redes Neuronales: Conceptos Básicos y Aplicaciones. Tesis.* Rosario, 2001.
- [56] M.A.H. Johrir, R. Aryal, S. Vigneswaran, J. Kandasamy, and A. Grasmick, "Influence of supporting media in suspension on membrane fouling reduction in submerged membrane bioreactor (SMBR),"



Journal of Membrane Science, vol. 374, pp. 121-128, 2010.

- [57] U. Jeppson et al., "Towards a benchmark simulation model for plant-wide control strategy performance evaluation of WWTPs," *Water Science & Technology Vol 53 1pp*, pp. 287-295, 2006.
- [58] Henri Haimi, Michaela Mulas, Kristian Sahlstedt, and Riku Vahala, *Advanced operation and control methods of municipal wastewater treatment processes in Finland*, Helsinki University of Technology, Ed. Espoo, Finlandia: 978-951-22-9975-1, 2009.
- [59] D. Guzmán and V.M. Castaño, "La lógica difusa en ingeniería: principios, aplicaciones y futuro," *Ciencia y Tecnología*, 24, pp. 87-107, 2006.
- [60] María del Mar Galmés Artigues, *Study of the anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) technology for urban wastewater treatment. TFG, ENG*. Barcelona, 2013.
- [61] Anders Frederiksen. (2013) Analog Devices. [Online]. www.analog.com
- [62] John B. Copp, "The COST simulation Benchmark," 2005.
- [63] Sheng Chang, "Anaerobic Membrane Bioreactors (AnMBR) for Wastewater Treatment," *Advances in chemical engineering and science*, vol. 4, pp. 56-61, 2014.
- [64] Olaia Blanco Calvo, *Tecnologías de membranas y de adsorción en procesos de potabilización de aguas salobres para la eliminación de compuestos disueltos. PFC, ESP*. Barcelona, 2011.
- [65] Marta Alcarria Escribano, *Evaluación tecnológica de la aplicación de reactores biológicos de membranas en procesos de tratamiento de aguas residuales. PFC, ESP*. Barcelona, 2005.
- [66] Agència Catalana de l'Aigua (ACA), *Projecte d'obra executada per a la instal·lació del tractament terciari (microfiltració) a l'EDAR de la Bisbal d'Empordà*. Barcelona, 2003.
- [67] Jones, Doug; Mckay, Brian; MATHWORKS. (2015) Industrial embedded systems. [Online]. industrial.embedded-computing.com
- [68] Koch Membrane Systems, INC, "Membrane Filtration Technology: Meeting Today's Water Treatment Challenges," Koch Membrane Systems, INC, 2013.
- [69] IWA Task Group on Benchmarking of Control Strategies for WWTPs. [Online]. <http://www.benchmarkwwtp.org/>
- [70] "Introducción a los biorreactores de membranas," Fundación Centro Canario del Agua, 2003.
- [71] Autonomie. [Online]. <http://www.autonomie.net/index.html>



ANNEX 1.

ANNEX 1.

4.1.2 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 2000 s (figures).

$FR_C = 0$ KPa/s.

Cas 1: $MLTS = 11$ Kg $ST \cdot l^{-1}$.

El primer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de 11 Kg $ST \cdot l^{-1}$ en l'entrada.

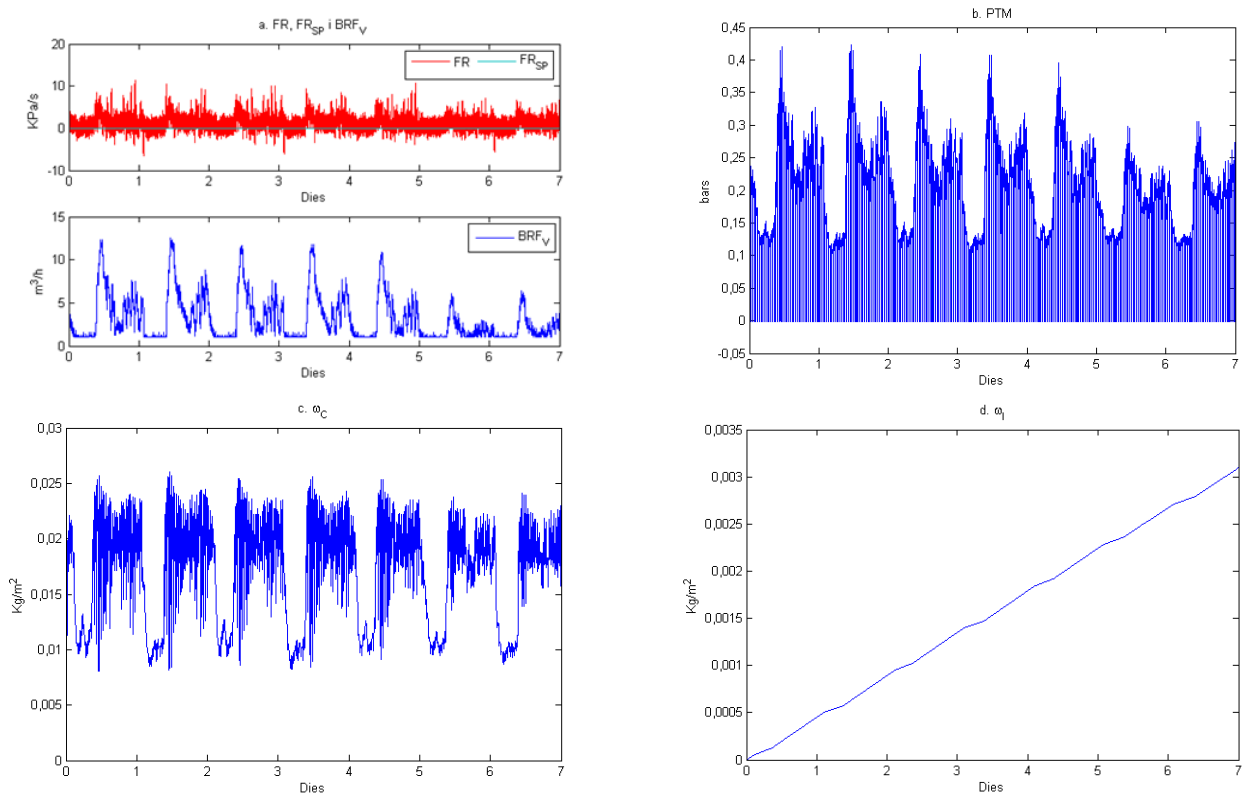


Fig. 4. 7: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de 11 Kg $ST \cdot l^{-1}$ i un FR_C de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR , FR_C i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

Cas 2: $MLTS = 16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El segon cas analitzat amb l'estratègia de control fou el considerar el sistema amb una concentració de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

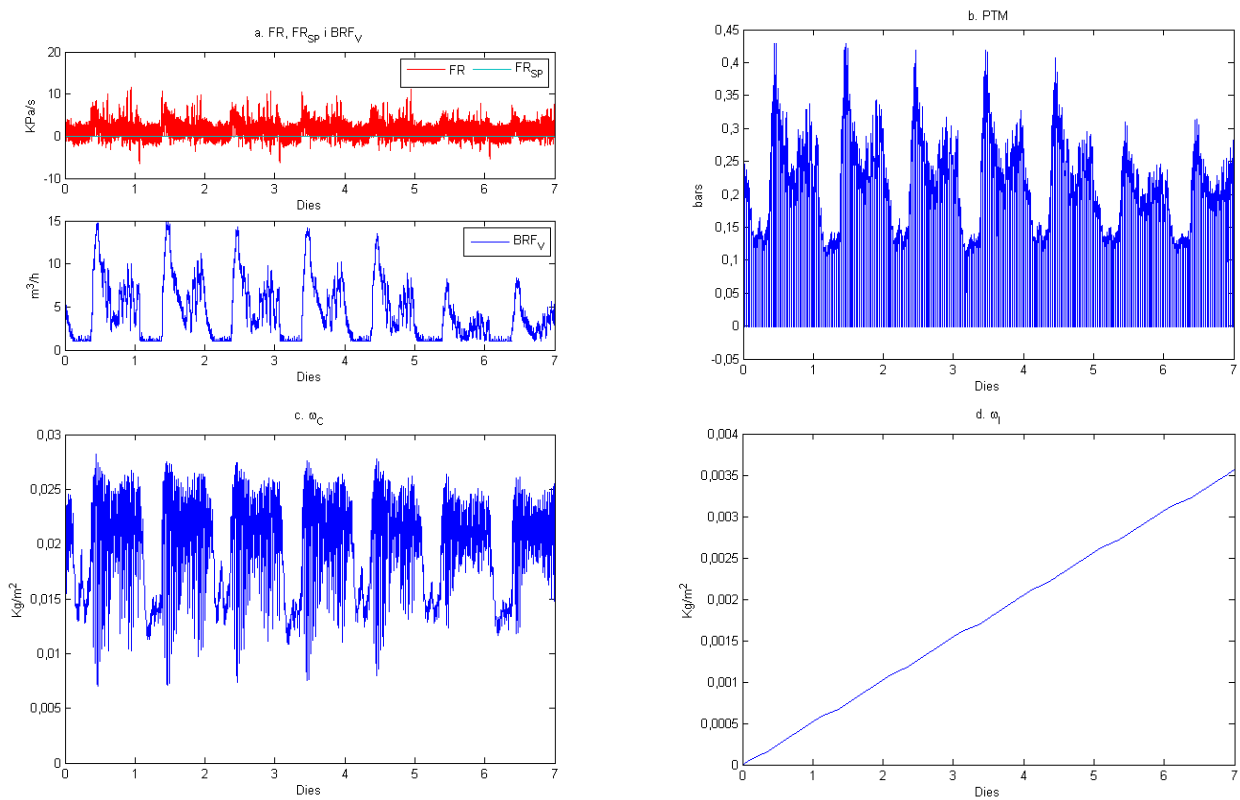


Fig. 4. 8: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BR_{fv} respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

Cas 3: $MLTS = 21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El tercer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

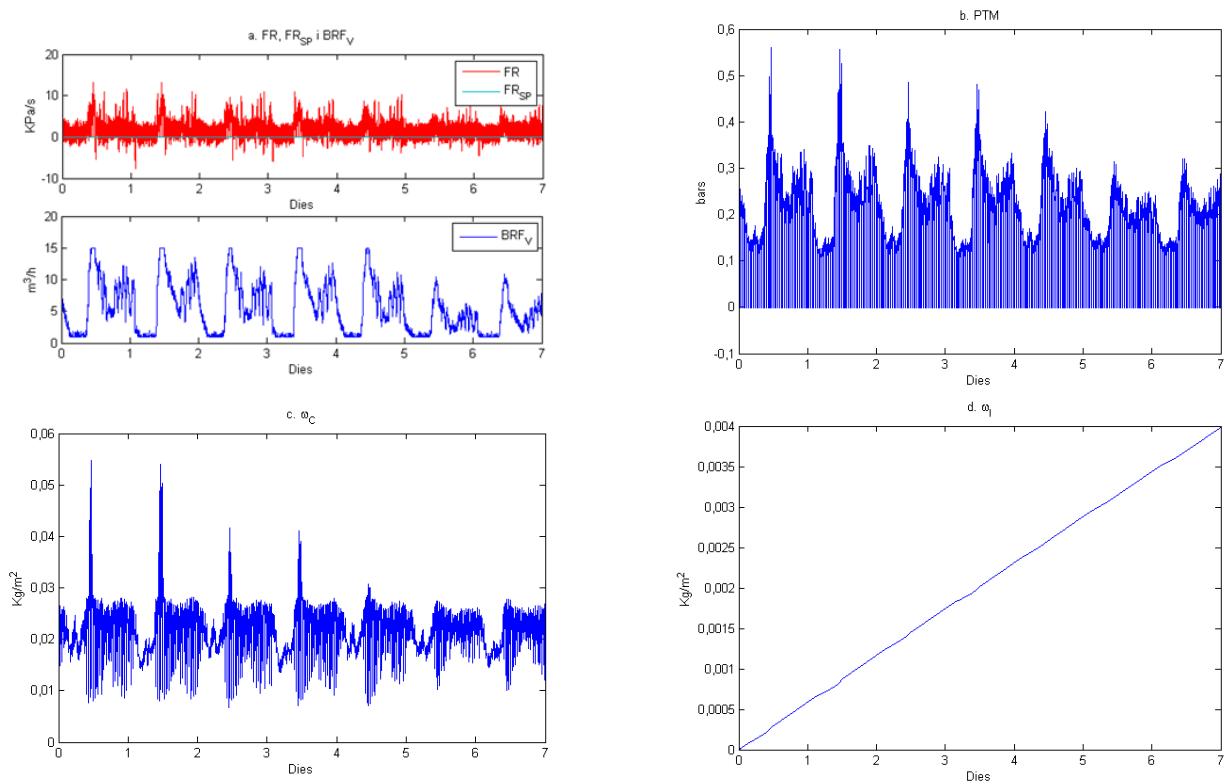


Fig. 4. 9: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

$FR_C = 5 \text{ KPa/s}$.

Cas 1: $MLTS = 11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El primer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

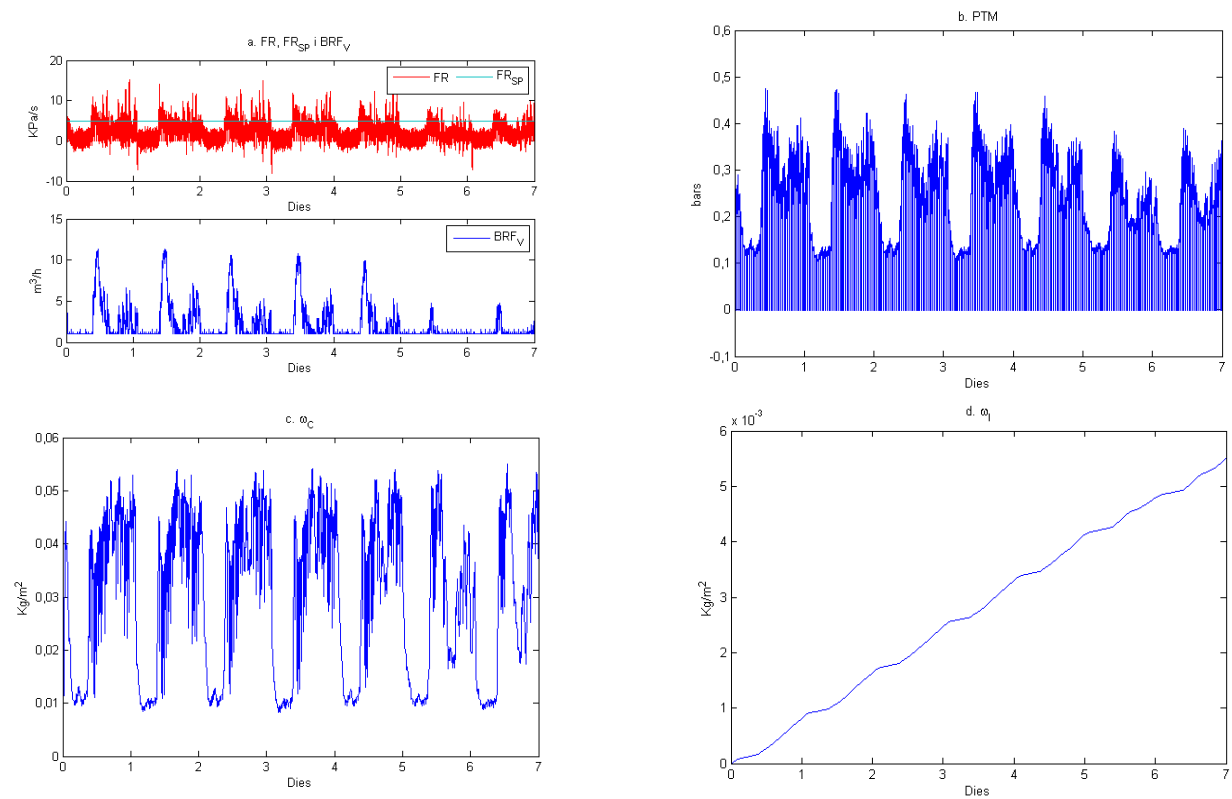


Fig. 4. 10: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_C de 5 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_C i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

Cas 2: $MLTS = 16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El segon cas analitzat amb l'estratègia de control fou el considerar el sistema amb una concentració de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

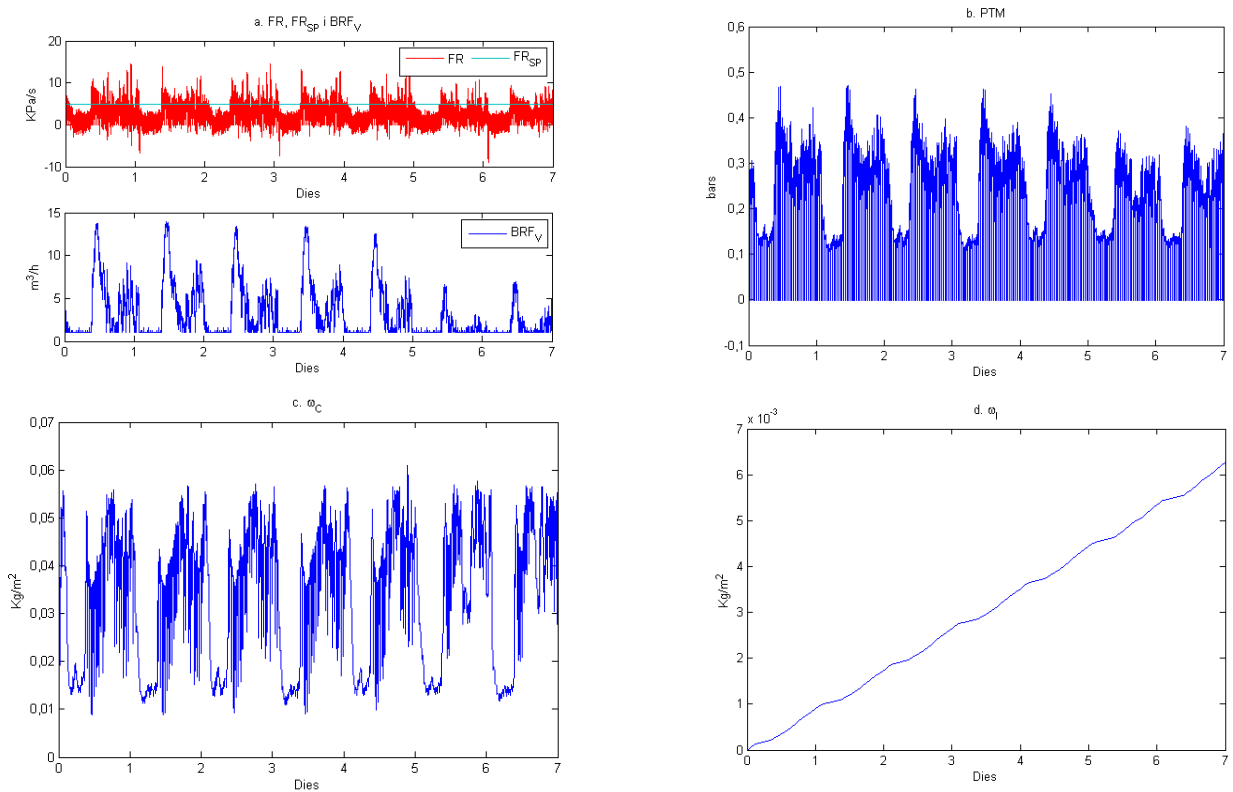


Fig. 4. 11: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BR_{fv} respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

Cas 3: $MLTS = 21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El tercer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

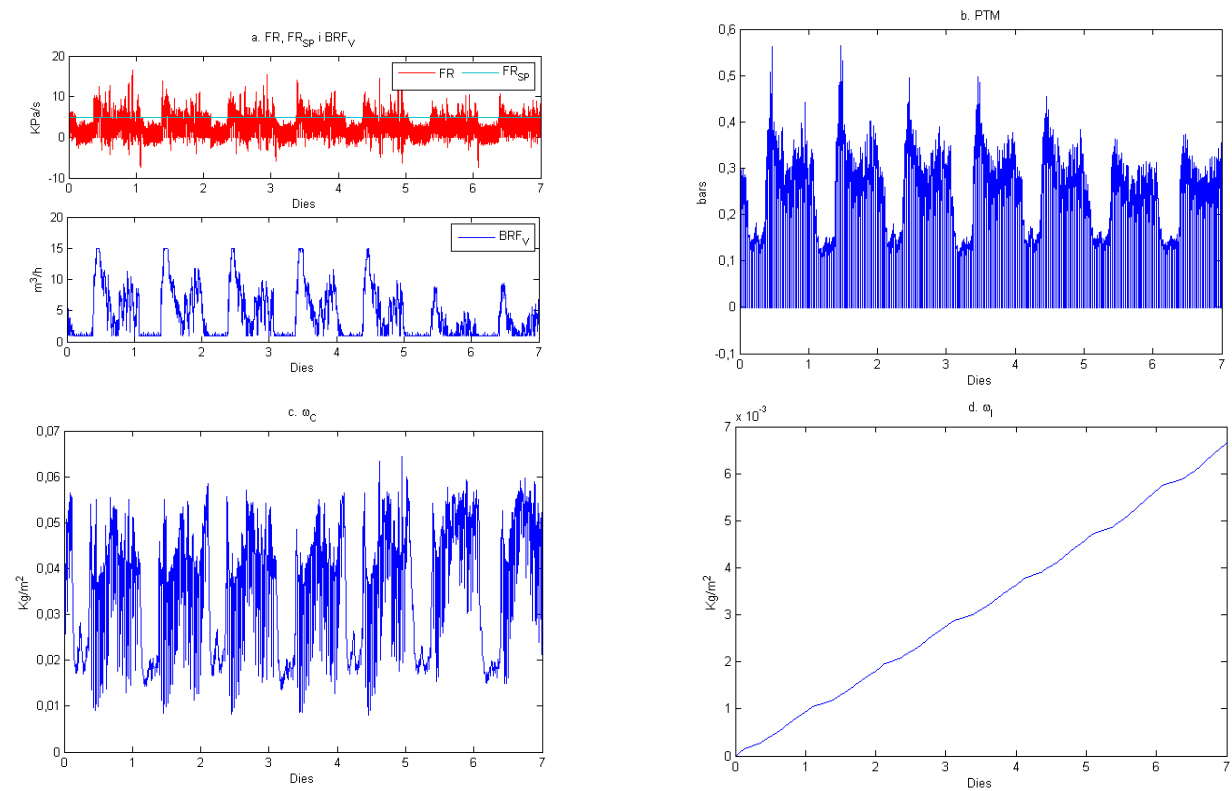


Fig. 4. 12: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 kPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.



ANNEX 2.

ANNEX 2.

4.1.3 Simulació del sistema de control per a durada de fase de filtració de 3000 s (figures).

$FR_C = 0$ KPa/s.

Cas 1: $MLTS = 11$ Kg $ST \cdot l^{-1}$.

El primer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de 11 Kg $ST \cdot l^{-1}$ en l'entrada.

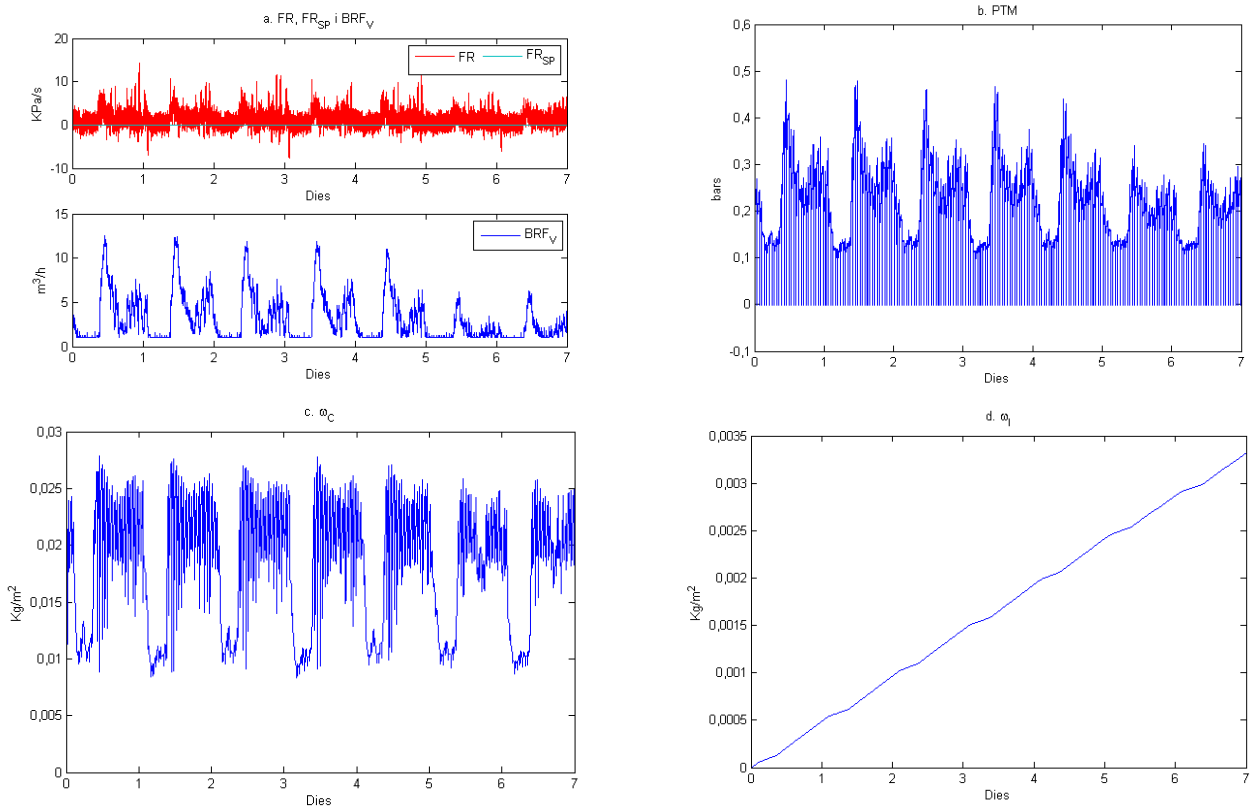


Fig. 4. 13: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de 11 Kg $ST \cdot l^{-1}$ i un FR_C de 0 KPa/s. Evolució de: (a) FR , FR_C i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

Cas 2: $MLTS = 16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El segon cas analitzat amb l'estratègia de control fou el considerar el sistema amb una concentració de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

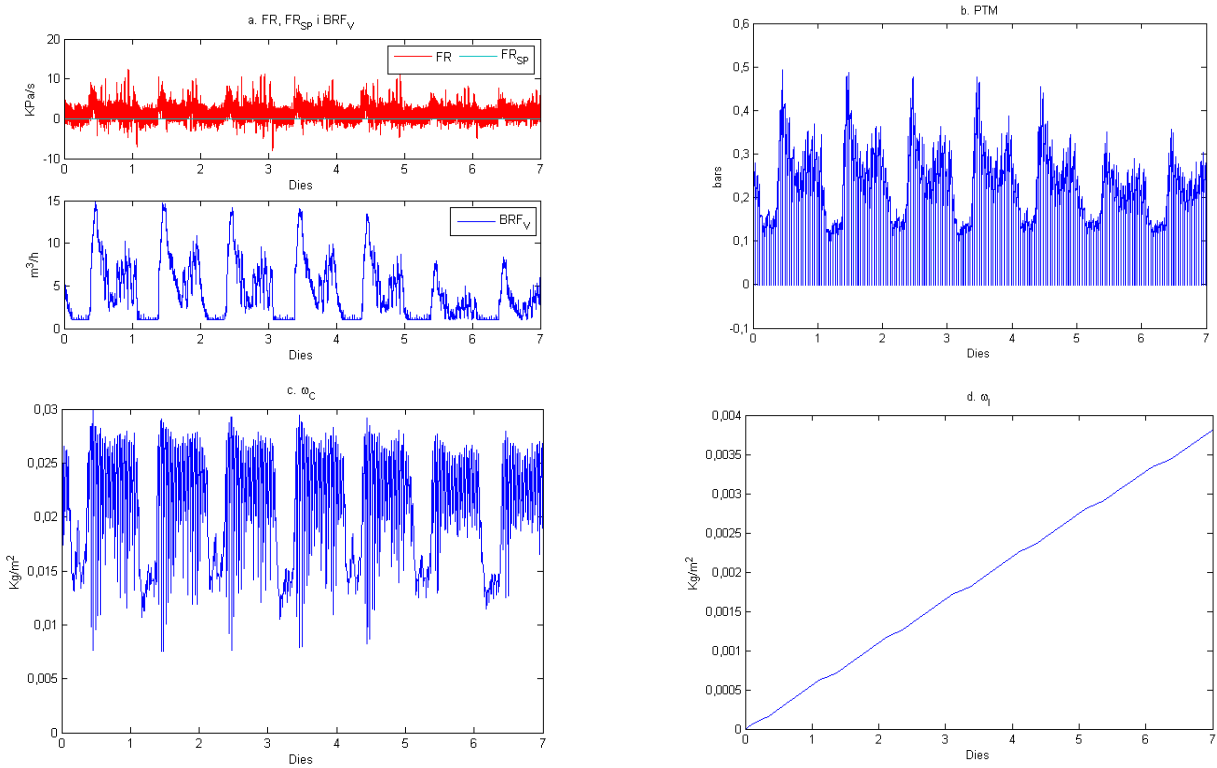


Fig. 4. 14: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de $0 \text{ KPa}/\text{s}$. Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_l respecte del temps.

Cas 3: $MLTS = 21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El tercer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

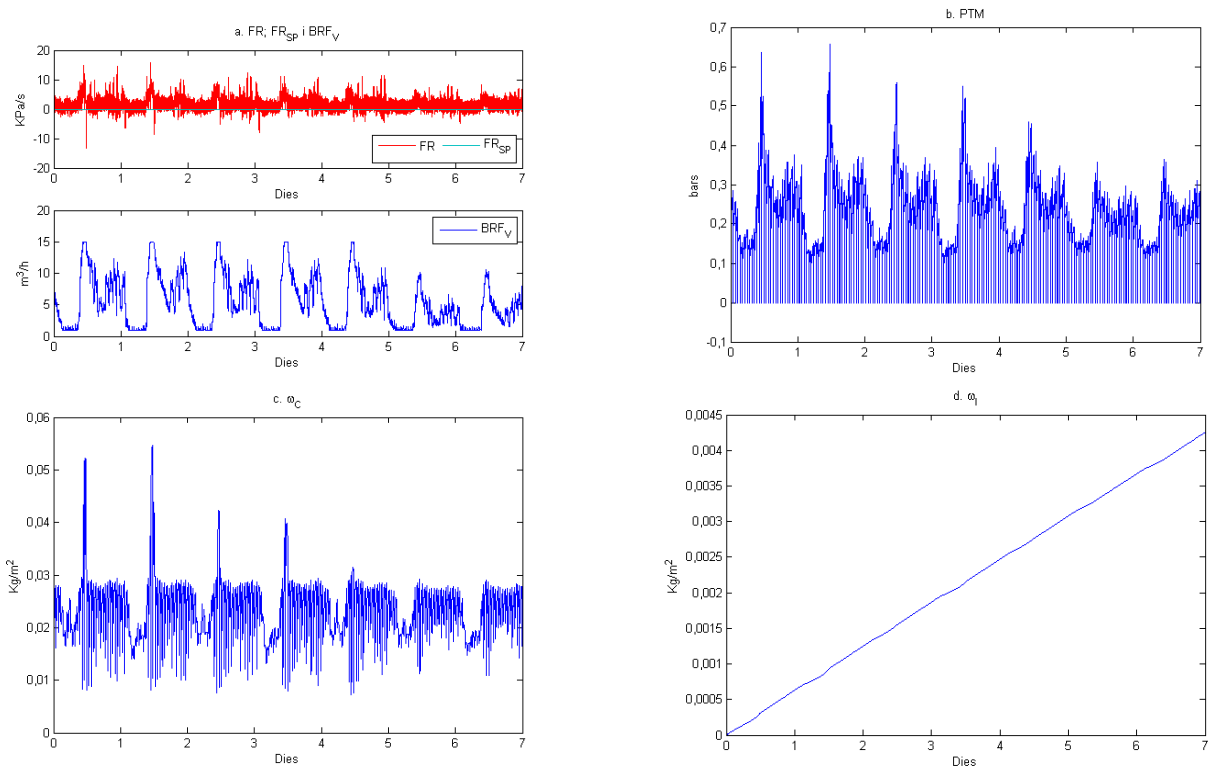


Fig. 4. 15: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 0 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_l respecte del temps.

$FR_C = 5 \text{ KPa/s}$.

Cas 1: $MLTS = 11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El primer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

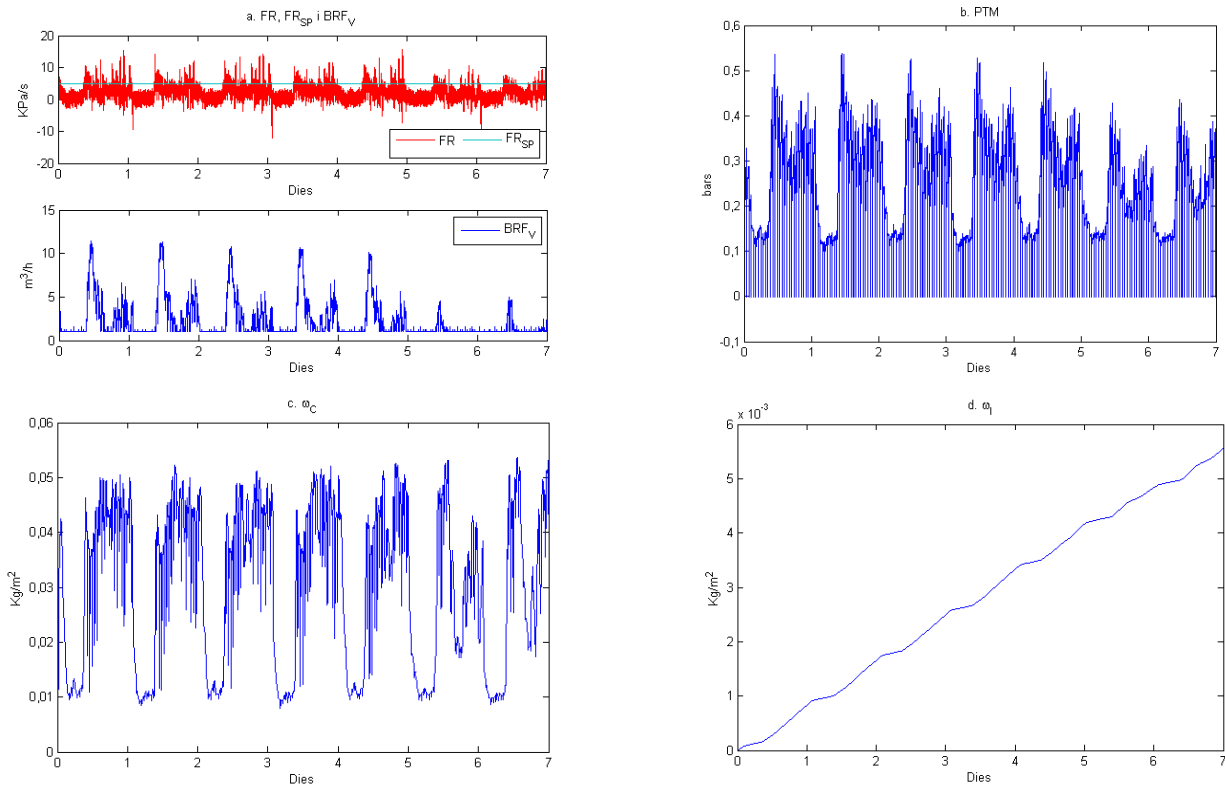


Fig. 4. 16: Comportament del sistema amb una concentració de MLTS de $11 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_C de 5 KPa/s . Evolució de: (a) FR, FR_C i BRF_V respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

Cas 2: $MLTS = 16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El segon cas analitzat amb l'estratègia de control fou el considerar el sistema amb una concentració de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

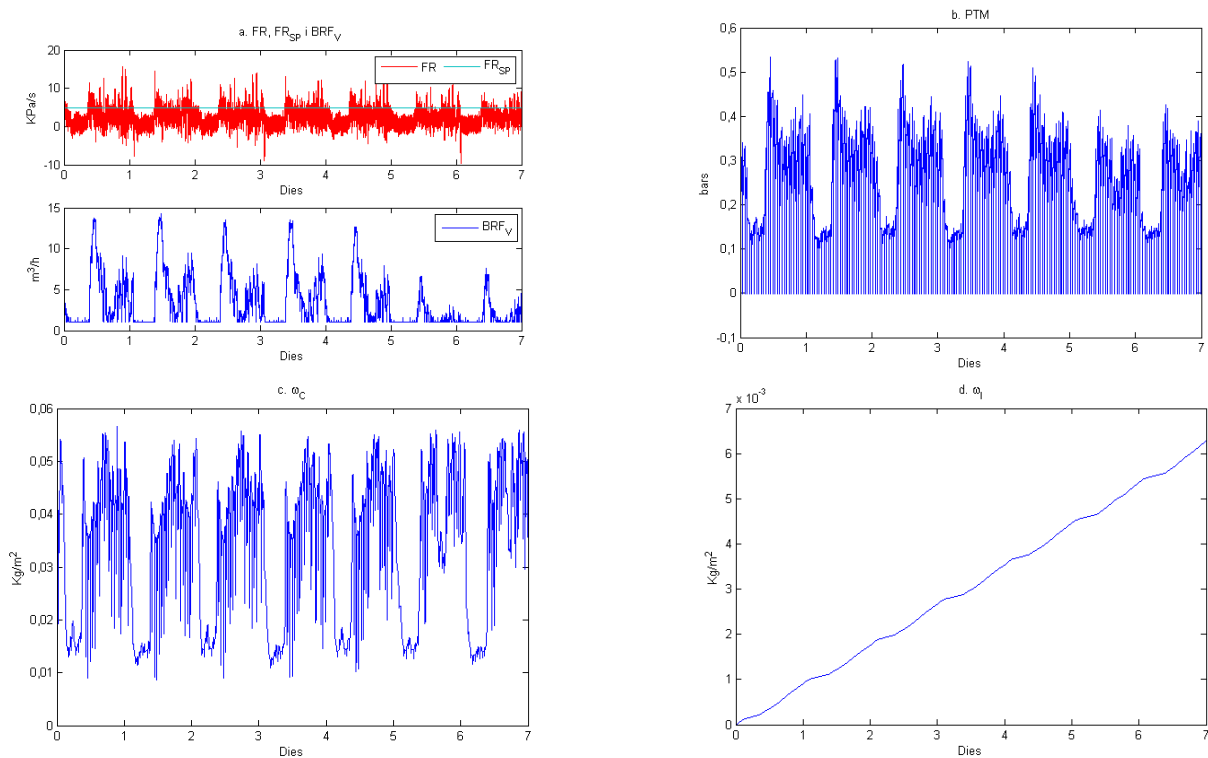


Fig. 4. 17: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $16 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_c de 5 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_c i BRF_v respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_i respecte del temps.

Cas 3: $MLTS = 21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$.

El tercer cas analitzat amb l'estratègia de control ha estat el considerar el sistema amb una concentració de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ en l'entrada.

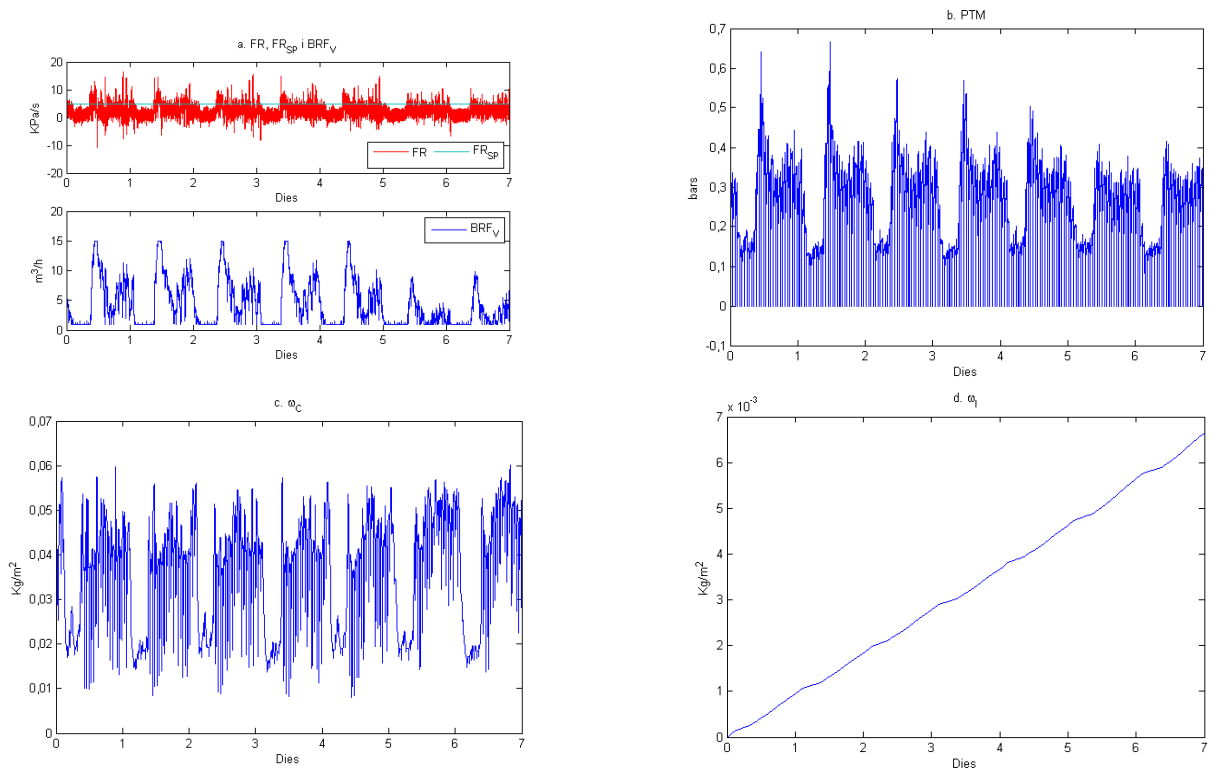


Fig. 4. 18: Comportament del sistema amb una concentració de $MLTS$ de $21 \text{ Kg ST}\cdot\text{l}^{-1}$ i un FR_C de 5 KPa/s . Evolució de: (a) FR , FR_C i BRF_V respecte del temps; (b) PTM respecte del temps; (c) ω_c respecte del temps; i (d) ω_1 respecte del temps.