

6.1 INTRODUCCIÓ

Mentre que l'estudi dels sistema venturi '*scrubber*' com a dispositiu apte per a l'eliminació de matèria particulada (pols, aerosols, etc.), ha estat àmpliament desenvolupat, bàsicament mitjançant estudis hidrodinàmics (donada la intensa relació existent entre captació de partícules i l'energia consumida pel sistema en forma de pèrdua de pressió), la transferència de matèria entre les fases posades en contacte al llarg del tub venturi és un tema al qual s'han dedicat pocs esforços. L'aplicació del sistema venturi '*scrubber*' per a l'eliminació simultània de partícules i de contaminants químics hauria de ser la més estesa, ja que gairebé cap de la resta de dispositius utilitzats habitualment a nivell industrial en la descontaminació d'efluents gasosos presenta aquesta característica. En aquest capítol es descriuen els mecanismes bàsics de la transferència de matèria per a sistemes gas-líquid, en presència de reacció química en la fase líquida. Aquest és el fenomen de major interès per al venturi '*scrubber*' aplicat a l'eliminació de contaminants químics, ja que, com es comentarà posteriorment, els temps de contacte limitats que

presenten aquests dispositius, fan que l'absorció purament física permeti l'assoliment de rendiments força baixos.

Així doncs, en aquest capítol es farà un repàs a les teories més utilitzades pel que fa a la transferència d'espècies químiques des de la fase gasosa cap al líquid, on experimentaran una transformació química. Posteriorment l'estudi es centrarà en el cas concret de la transferència de matèria en una gota, assumint que aquesta presenta una forma esfèrica. Les diferents condicions de contorn aplicades a aquesta geometria seran analitzades per tal de determinar l'expressió que permeti predir la velocitat d'absorció en una gota. Posteriorment els resultats seran integrats al total de les gotes del sistema. A priori, i tal i com s'ha plantejat en tots els treballs efectuats segons la bibliografia, tot el líquid es suposarà en forma de gotes, mentre que posteriorment, i aprofitant la informació obtinguda en el capítol 5, es procedirà a separar la fracció de líquid que flueix per les parets de la transferència de matèria.

En els casos en què el gruix de la pel·lícula de líquid sigui important, es tindrà present que aquesta zona també pot actuar com a absorbidor. En aquest sentit també s'estudiarà el sistema venturi '*scrubber*' des del punt de vista d'un reactor de pel·lícula de líquid descendent. És a dir, el sistema jet-venturi '*scrubber*' estudiat en el present treball es comporta com l'associació de dos reactors que actuen pràcticament en paral·lel, malgrat que hi ha una forta interacció entre ells.

Donada l'elevada quantitat de paràmetres a analitzar experimentalment, es procedí a efectuar un disseny dels experiments a realitzar. Així, tal i com es comentarà posteriorment, s'utilitzaren dissenys factorials de plans compostos. Aquests faciliten la tasca d'interpretació estadística dels resultats, a més a més de donar una clara visió de l'efecte que produeixen tots i cadascun dels factors avaluats en el

procés d'absorció. Per altra banda, l'elecció del disseny adequat limitarà considerablement el nombre d'experiències a efectuar.

Els processos estudiats experimentalment corresponen a l'absorció de SO_2 i H_2S en dissolucions aquoses de NaOH , i NH_3 en dissolucions de H_2SO_4 . Amb els primers dos gasos (àcids) s'estudiaran dos rangs de concentració completament diferents, sempre relacionats amb aquells rangs més habituals a la indústria. El cas de l'amoniac, permetrà estudiar l'absorció d'un gas de característiques alcalines. En un primer moment s'estudiarà la configuració més adequada tal i com han estat descrites en el capítol 4.2. Posteriorment, amb la configuració que presenti millors resultats s'estudiarà la combinació de paràmetres geomètrics més adequada.

Els resultats obtinguts s'interpretaran tant des d'un punt de vista completament fenomenològic (a partir de la informació estadística), com des d'un punt de vista mecanicista, intentant esbrinar quins són els fenòmens hidrodinàmics que afecten a la transferència de matèria.

6.1.1 ABSORCIÓ AMB REACCIÓ QUÍMICA

Els processos d'absorció acompanyats de reacció química són molt habituals en la indústria química, bàsicament els trobarem representats en cinc camps diferents (Astarita, 1967; Charpentier, 1982):

- ✂ Processos en fase líquida: oxidació, hidrogenació, sulfonació, nitració, hal·logenació, hidrohal·logenació, alquil·lació, policondensació i poliisomerització.
- ✂ Neteja de gasos: CO₂, H₂S, CO, SO₂, NH₃, NO₂, N_xO_y, HF, SiF₄, Cl₂, P₂O₅, fòsgè, hidrocarburs etc.
- ✂ Fabricació de productes purs: H₂SO₄, HNO₃, BaCO₃, BaCl₂, àcid adípic, nitrats, fosfats, etc.
- ✂ Processos biològics: fermentació aeròbica, oxidació de fangs, fabricació de proteïnes a partir d'hidrocarburs, tractaments biològics d'aigües residuals, etc.
- ✂ Flux multifàsic: hidrodessulfuració, hidrodennitrificació en enginyeria del petroli.

En el centre d'aquests processos s'hi troba l'absorbidor, el desorbidor ('*stripper*') o bé el reactor. Aquest presenta diferents formes i configuracions tals com columnes tubulars d'esprai, columnes de parets mullades, columnes de rebliment, columnes de bombolleig, columnes de plats, reactors agitats mecànicament, reactors '*air-lift*' i jet-venturi '*scrubbers*' entre d'altres. Les diferents configuracions són degudes principalment a la competència entre els diferents fenòmens que s'esdevenen en el sistema. La interacció entre els fenòmens termodinàmics i els cinètics ens portarà a l'elecció d'un o altre.

Comparant amb l'absorció sense reacció química, la transformació química ocasionarà un augment en la solubilitat del gas a absorbir, reduint el flux de dissolvent necessari per a una determinada eficàcia d'absorció. A més a més, si la reacció és suficientment ràpida, també augmenta la velocitat d'absorció, augmentant així el coeficient global de transferència de matèria per a la fase líquida i, per tant, reduint les dimensions requerides de l'equip d'absorció. Si el dissolvent és més reactiu cap a un gas particular en una mescla, pot emprar-se per absorció selectiva. Com a exemple es pot citar l'absorció selectiva de

H₂S, quan mescles de CO₂ i H₂S són absorbides en una columna que utilitza metildietanolamina en solució aquosa. Aquesta reacciona de forma ràpida amb el sulfur d'hidrogen i relativament lenta amb el diòxid de carboni (Astarita *et al.*, 1983).

L'efecte de la reacció química en els processos d'absorció ha estat sovint comptabilitzat amb l'ús d'eficàcies d'etapa d'equilibri, obtingudes empíricament (Glasscock i Rochelle, 1989). Sembla, però, millor utilitzar models mecanicistes, si les dades físico-químiques són conegudes. Ja que la naturalesa exacta de la hidrodinàmica en les interfícies gas-líquid és encara desconeguda, caldran certes simplificacions.

La més antiga de les teories de transferència de matèria entre una fase gasosa i una de líquida és l'anomenada **Teoria de Pel·lícula** (Lewis i Whitman, 1924). En aquesta, es proposa que una pel·lícula estacionària de líquid roman en la interfície gas-líquid, de forma que la transferència de matèria des del gas cap al líquid es produeix per difusió molecular i únicament a través d'aquesta pel·lícula. Per sota d'aquesta pel·lícula, la composició és uniforme a causa de la turbulència. Per la seva natura, la Teoria de Pel·lícula porta a un model en estat estacionari que requereix la solució d'equacions diferencials ordinàries per tal de determinar els perfils de concentració a la capa límit i a la interfície.

Una alternativa més realista a la Teoria de Pel·lícula fou introduïda per Higbie (1935) mitjançant l'anomenada **Teoria de Penetració**. En aquesta, Higbie proposà que els elements de fluid es mouen des del si del líquid cap a la interfície, hi romanen durant un curt període de temps (anomenat temps de contacte), i són arrossegats de nou cap a l'interior. Danckwerts (1951) fou qui millorà aquesta teoria tot i permetent que els elements de volum de líquid que arriben a la interfície, tinguin temps de contacte diferents. Així l'autor proporciona una distribució de temps de

contacte. Aquesta teoria és coneguda com la **Teoria de Renovació Superficial**, i ve caracteritzada per la fracció de superfície renovada per unitat de temps. A la pràctica, la Teoria de Renovació Superficial proporciona millors solucions analítiques per a la velocitat d'absorció, mentre que la Teoria de Penetració és més ràpida de resoldre numèricament. Ambdues teories proporcionen models en estat no estacionari, és a dir, la seva solució portarà incorporada la resolució d'equacions diferencials parcials. Danckwerts (1970) assenyala que aquestes dues últimes teories són més realistes i acurades que la Teoria de Pel·lícula, però aquesta última requereix menor esforç de càlcul.

En aquests tres models mencionats, la transferència de matèria ocorre per difusió a través d'una capa límit laminar, anàloga a la difusió en un sòlid. En flux turbulent, però, una aproximació més realista és la **Teoria de Difusió Turbulenta** (King, 1966). En aquesta teoria, el coeficient de difusió és modificat per tal de permetre l'efecte del transport turbulent i difusional en la capa límit. Generalment s'utilitzen formes simplificades de l'equació general de difusió turbulenta per tal de reduir el nombre de paràmetres desconeguts (Glasscock i Rochelle, 1989).

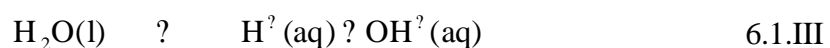
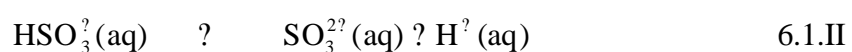
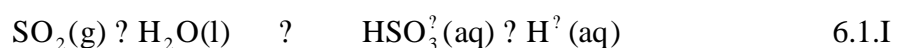
En el cas concret de l'absorció amb reacció química destinada a l'eliminació de contaminants gasosos, els primers treballs utilitzaren bàsicament les tres primeres teories descrites, donat que la complexitat matemàtica de la Teoria de Difusió turbulenta en limità el seu ús. En aquest sentit cal destacar treballs com el d'Astarita i Gioia (1964), els quals estudiaren l'absorció de sulfur d'hidrogen en solucions aquoses d'hidròxid de sodi i de solucions reguladores carbonat-hidrogen carbonat. Els perfils de concentració de les diferents espècies químiques foren presentats sota la hipòtesi de la localització d'un lloc geomètric (Pla de Reacció) entre la interfície i el si del líquid, on les concentracions del gas absorbit i de l'agent absorbent són zero, de forma que la velocitat de reacció és igual a la velocitat amb què les

dues substàncies es poden difondre cap a l'esmentat lloc geomètric. Aquesta descripció dels perfils de concentració fou utilitzada també per l'absorció de diòxid de sofre en dissolucions de hidròxid de sodi i de sulfit de sodi (Hikita *et al.*, 1972, 1977), malgrat que en aquest cas, i en tractar-se d'un procés d'absorció amb dues etapes (dues reaccions instantànies irreversibles), s'utilitzaren dos plans de reacció.

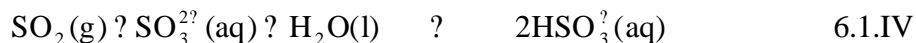
Astarita i Gioia (1964), avaluaren la velocitat d'absorció d'una espècie gasosa A (flux interfacial de l'espècie A) a partir de la coneguda expressió:

$$N_A = k_L^0 a (C_{Ai} - C_{Ao}) \quad (6.1.1)$$

és a dir, el flux interfacial de l'espècie gasosa A és proporcional al gradient de concentracions d'aquesta entre la interfície i el si del líquid. Aquesta proporcionalitat ve donada per l'àrea interfacial (a), el coeficient de transferència de matèria per la fase líquida (k_L^0) i un coeficient anomenat Factor d'Acceleració de Reacció (β). Aquest factor es defineix com la relació entre la quantitat de gas absorbida en un determinat període de temps, per una quantitat determinada de líquid i la quantitat que seria absorbida sense la presència de reacció química. Val a dir que aquest paràmetre és el més susceptible de variar en utilitzar cadascuna de les teories descrites anteriorment. Com a exemple, el procés d'absorció de SO_2 en dissolucions de Na_2SO_3 pot considerar-se com un procés d'absorció amb múltiples reaccions instantànies reversibles:



Aquest és el procés a considerar quan el SO_2 es troba diluït en el corrent gasós ($C_{Ai} < 0.1 \text{ M}$) (Chang i Rochelle, 1985). En altres condicions, la hidròlisi del SO_2 no es produeix (reacció 6.1.I), de forma que el procés pot llavors descriure's com:



Així, a més a més de les diferents teories comentades anteriorment, cal tenir també en compte el tipus de procés que es desenvolupa per la determinació (teòrica) del factor d'acceleració. Si s'anomenen les espècies SO_2 ? A, SO_3^{2-} ? B i HSO_3^- ? E, el sistema anterior podria plantejar-se segons:

- a) Teoria de pel·lícula, reacció instantània de primer ordre i irreversible (IV) (Danckwerts, 1970)

$$\eta = 1 - \frac{D_B C_{B0}}{D_A C_{Ai}} \quad (6.1.2)$$

- b) Teoria de renovació superficial, solució aproximada, reacció instantània de primer ordre i irreversible (Danckwerts, 1970)

$$\eta = \frac{\sqrt{D_A} \sqrt{D_B}}{\sqrt{D_B} \sqrt{D_A}} \frac{C_{B0}}{C_{Ai}} \quad (6.1.3)$$

- c) Teoria de renovació superficial, solució aproximada, múltiples reaccions (I, II i III) en equilibri (Chang i Rochelle, 1985)

$$\eta = 1 - \frac{\sqrt{D_E} \sqrt{C_{Ei}} \sqrt{C_{E0}}}{\sqrt{D_A} \sqrt{C_{Ai}}} \frac{\sqrt{D_B} \sqrt{C_{B0}}}{\sqrt{D_A} \sqrt{C_{Ai}}} \quad (6.1.4)$$

La Teoria de Penetració també ha estat utilitzada amb força èxit, tant pel que fa a l'absorció de SO_2 en dissolucions bàsiques (Hikita *et al.*, 1972, 1977), com en aigua (Hikita *et al.*, 1978). En aquest darrer cas, es constata el fet que fins i tot l'absorció en aigua cal considerar-la com un procés d'absorció amb reacció química (Carmichael i Peters, 1979).

Donat que la teoria de penetració no permet obtenir solucions analítiques, una possible aproximació consisteix a obtenir aproximacions analítiques de l'equació general de difusió amb reacció química, tot i reemplaçant les relacions de difusivitat en la solució analítica exacta, basada en el model de pel·lícula, per les seves arrels quadrades (Hikita *et al.*, 1978; Chang i Rochelle, 1981, 1982, 1985; Glasscock i Rochelle, 1989; Limiñana *et al.* 1990; Bravo *et al.*, 1991).

En els treballs esmentats fins aquest punt, les geometries de les interfícies utilitzades en la validació dels models, han estat bàsicament contactors de fase plana, jets laminars o columnes d'esferes i cilindres. Aquests sistemes presenten poques similituds amb el tipus d'interfície que es presenta en sistemes venturi '*scrubber*', on pràcticament aquesta es troba en forma de sistemes discrets esfèrics (gotes), en un ambient de forta turbulència. Per altra banda, gairebé tots negligeixen la resistència a la transferència de matèria de la fase gas, perquè en els seus experiments utilitzen gasos purs (absència d'aire). Aquesta característica limita la utilitat d'aquests treballs, ja que a nivell industrial els gasos a absorbir es troben diluïts generalment en aire o altres components inerts.

La bibliografia presenta gran quantitat de treballs efectuats per a l'estudi de fenòmens atmosfèrics, concretament la transferència de matèria d'espècies químiques atmosfèriques cap a les gotes de pluja o núvols. En aquest sentit destaquen els treballs de Baboolal *et al.* (1981) els quals estudiaren l'absorció de SO_2 en gotes d'aigua en aire, tot i considerant tant resistència en la fase gas com en la fase líquida, i

permetent difusió del gas en la direcció radial i polar de l'esfera constituïda per la gota. Els autors trobaren la solució numèrica per al sistema, i determinaren els perfils de concentració a l'interior de la gota tot i utilitzant els camps de flux descrits per LeClair *et al.* (1972), a partir de la resolució de l'equació de Navier-Stokes pel moviment dels dos fluxos (interior i exterior de la gota) acoblats. Aquest treball fou ampliat per Adewuyi i Carmichael (1982), per tal de permetre l'absorció simultània de diversos gasos i l'exhauriment d'aquests.

Altres estudis han estat encaminats a la recerca de processos regeneratius, és a dir, en els quals l'agent reactiu sigui recuperable. En aquest sentit, bàsicament, s'han assajat diferents solucions reguladores d'acetat i de citrat de sodi (Camacho *et al.*, 1988; Bravo *et al.*, 1991).

La millora del rendiment del procés d'absorció amb reacció química ha estat estudiada a través de l'addició d'agents tensioactius en el líquid absorbent (Hikita *et al.*, 1977,1978). També l'addició d'àcids orgànics ha estat avaluada (Chang i Rochelle, 1982). La capacitat reguladora d'aquests àcids millora en general el percentatge de gas absorbit en sistemes on l'agent absorbent és calç o pedra calcària.

6.1.2 ABSORCIÓ EN SISTEMES VENTURI 'SCRUBBER'

Els processos reactius que es poden portar a terme en sistemes venturi '*scrubber*', han de presentar unes velocitats de reacció molt elevades, ja que els temps de residència són molt petits, essent sovint inferiors a 0.1

segons (Broekhuis *et al.*, 1992). En el mateix sentit, Charpentier (1982) relaciona aquest fet amb el nombre de Hatta ($Ha = (D_A C_{B0})^{0.5} / k_L$), de forma que per a valors de $Ha > 3$ recomana l'ús de columnes de plats, de rebliment o sistemes venturi '*scrubber*'. Així, i seguint aquesta premissa, en el present treball s'ha estudiat l'absorció de gasos que presenten reaccions de tipus àcid - base (iòniques i per tant gairebé instantànies) amb algun component de la dissolució absorbent. Aquesta ha estat també la tendència seguida en la totalitat d'estudis revisats en la bibliografia referents a absorció en sistemes venturi '*scrubber*'.

Els estudis d'absorció amb reacció química efectuats en sistemes venturi '*scrubber*' són escassos. Els primers foren efectuats per Johnstone i Robert (1949) i Johnstone *et al.* (1954), els quals investigaren l'absorció de SO_2 en solucions alcalines i mesuraren la quantitat de SO_2 absorbida a diferents llargades des del punt d'injecció del líquid, per a un sistema venturi tipus Pease-Anthony. Els autors observaren que l'eficàcia d'absorció podia ser expressada segons:

$$\text{EFICÀCIA} = 1 - e^{-N} \quad (6.1.5)$$

on N , el nombre d'unitats de transferència, fou determinada directament proporcional a l'àrea específica de les gotes. També determinaren que el mètode d'injecció del líquid no era determinant, si la totalitat del coll és coberta per gotes. Tot i no presentar cap model per a la predicció de les eficàcies d'absorció, els autors conclouen que aquest sistema és vàlid per a la desgasificació de líquids, l'absorció de gasos fins i tot lleugerament solubles, i per al control de reaccions ràpides.

La bibliografia russa conté alguns articles dedicats a l'absorció de gasos en sistemes venturi '*scrubber*'. Boyadzhiev (1964) i Kuznetzov i Oratovskii

(1962) presentaren treballs teòrics on suggerien que existeix una relació òptima de F_L/F_G de la mateixa forma que existeix un cabal de gas òptim, depenent del règim predominant (cinètic o difusional). Val a dir que la teoria no fou contrastada amb dades experimentals. Elenkov i Boyadzhiev (1967) estudiaren l'efecte de l'addició de surfactants en l'absorció de SO_2 en aigua, i no van observar efectes significatius. L'únic d'aquests treballs amb dades d'absorció de SO_2 amb dissolucions alcalines fou presentat per Volgin *et al.* (1968). Els autors trobaren un augment en el rendiment d'absorció quan la concentració inicial de gas contaminant disminueix, també quan la velocitat del gas augmenta i quan la longitud del coll augmenta, malgrat que en aquest cas determinaren una llargada òptima.

Per analogia amb els processos de captació de partícules, també s'estudià l'absorció de CO_2 en dissolucions alcalines en sistemes venturi 'scrubber' d'accés humit, ja que aquests presenten un millor cobriment del coll (Virkar i Sharma, 1975). En general es determina un millor rendiment en els sistemes tipus Pease-Anthony, però amb unes pèrdues de pressió més elevades.

En cap dels treballs esmentats anteriorment apareix un intent de modelitzar, en base a principis bàsics, el procés d'absorció. Uchida i Wen (1973) foren els primers a intentar postular un model per a l'absorció amb reacció química en un sistema venturi 'scrubber' tipus Pease-Anthony amb injecció axial. Els autors formularen balanços de matèria, calor i quantitat de moviment, obtenint un conjunt d'equacions diferencials ordinàries no lineals, relacionant la velocitat de les gotes de líquid, la concentració de SO_2 en el líquid i la concentració de SO_2 en el gas al llarg de la coordenada axial del tub venturi. Una vegada menyspreada la possible resistència a la transferència a la fase gas, formularen un balanç de matèria per a una gota individual segons:

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} + \frac{D_A}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial C_A}{\partial r} \right) \quad (6.1.6)$$

amb les condicions de contorn:

$$\text{a } t=0, 0 < r < r_g \quad C_A = 0$$

$$\text{a } r=r_g, t > 0 \quad C_A = C_{Ai}$$

$$\text{a } r=0, t > 0 \quad \frac{\partial C_A}{\partial r} = 0$$

Aquesta equació pot ser resolta analíticament, de forma que permet obtenir la velocitat d'absorció sense reacció química per a un període de temps determinat com:

$$N_A(t) = \frac{2D_A C_{Ai}}{r_g} \exp\left[-\frac{D_A m^2 p^2 t}{r_g^2}\right] \quad (6.1.7)$$

A partir d'aquesta expressió calcularen el coeficient de transferència de matèria per l'absorció física dins la gota. L'efecte de la reacció fou afegit mitjançant el factor d'acceleració. En concret utilitzaren el terme corresponent a una reacció instantània de primer ordre i irreversible, a partir de la teoria de penetració (equació 6.1.3), considerant a més que les difusivitats del gas i l'absorbent són iguals. Aquesta darrera aproximació és difícil de justificar pels valors que es poden trobar a la bibliografia, de forma que per a l'absorció de SO₂ en NaOH a 25°C, hi ha un factor de 3 entre les difusivitats dels ions hidroxil i del diòxid de sofre en dissolució aquosa (Chang i Rochelle, 1985).

Un intent de modelització més realista del flux de les espècies químiques a l'interior de les gotes fou efectuat per Cooney (1985). En aquest treball, les gotes foren dividides en 50 carcasses concèntriques d'igual gruix. Per a cada capa foren formulats els balanços de matèria en

forma de diferències finites a partir dels fluxos de cadascuna de les espècies químiques que penetren i que surten. Per a cada interval de temps, es calcularen les composicions a partir dels possibles equilibris químics que s'estableixen. La seva justificació de la no existència de resistència a la transferència en la fase gas és del tot subjectiva, pel cas que utilitza d'exemple (absorció de H_2S en solucions alcalines). Són d'esperar reaccions instantànies en la fase líquida, ja que totes elles són de transferència de protons (Astarita i Gioia, 1964). En un treball posterior, Cooney i Olsen (1987) avaluaren experimentalment l'absorció del H_2S mitjançant dissolucions de NaOH en un venturi 'scrubber' tipus Pease-Anthony de dimensions similars a l'utilitzat en el model de Cooney (1985). Tot i no presentar conjuntament els resultats experimentals i teòrics, els autors detecten unes tendències similars en les prediccions i els valors reals, tot i que es constaten grans discrepàncies en els valors absoluts.

Continuant amb la tendència de modelitzar la transferència de matèria en una gota individual, Ravindram i Pyla (1985) proposaren un model hidrodinàmic molt simple, tot i assumint flux homogeni a l'interior del tub venturi, en el qual el líquid i el gas flueixen a la mateixa velocitat (suposició de 'no slip'). Tot i que això pot semblar poc realista per a sistemes tipus jet-venturi, l'estret angle del difusor emprat (2°) pot justificar aquesta suposició en sistemes tipus Pease-Anthony o d'accés humit. També suposaren que la resistència a la transferència de matèria en la fase gas és negligible, i les condicions d'operació isotèrmiques. La solució presentada per a la fase líquida fou adaptada de la proposada per Crank (1975) per a difusió en una esfera acompanyada d'una reacció de primer ordre amb cinètica finita. Per a les condicions de contorn, suposaren que cada gota viatja envoltada per un volum finit de gas, d'on el solut gasós és contínuament absorbit. Aquest plantejament permet obtenir solucions analítiques, que seran

presentades posteriorment, juntament amb la solució de l'esmentat procés de difusió reactiu per a altres condicions de contorn.

Val a dir que el treball de Ravindram i Pyla (1985) ha estat motiu de forta controvèrsia, a causa d'algunes de les suposicions adoptades, així com per la credibilitat dels resultats experimentals presentats. En aquest sentit, Dutta *et al.* (1987) trobaren diverses incongruències en el model cinètic plantejat. Posteriorment, Ravindram (1987) les justificà mitjançant l'aparició d'errors tipogràfics en el procediment matemàtic efectuat. Un altre aspecte criticat fou el fet de negligir la resistència a la transferència en la fase gas, justificant-ho a partir de l'elevada turbulència que experimenta aquesta fase en els sistemes venturi '*scrubber*'.

El treball més complet de modelització de sistemes venturi '*scrubber*' en general fou efectuat per Hills (1995). En aquest es presenta la solució de l'equació de difusió amb reacció química per a una esfera sota diferents condicions de contorn, presentant les equacions analítiques obtingudes en forma de paràmetres adimensionals. Aquest serà el document de partida per a la caracterització de la transferència de matèria en sistemes jet-venturi '*scrubber*' per al present estudi. Els models presentats foren comparats amb les prediccions i valors experimentals de Ravindram i Pyla (1985), i si trobaren grans discrepàncies.

Pocs són els treballs efectuats que intenten relacionar la transferència de matèria en sistemes venturi '*scrubber*' amb la hidrodinàmica que presenten. En aquest sentit cal esmentar l'estudi de Hills *et al.* (1996) on s'estudià l'absorció de CO₂ i HCl en dissolucions de Na₂SO₃ i NaOH. Els resultats que se'n desprenen indiquen que el fet de negligir l'absorció que pugui presentar la pel·lícula de líquid que flueix per les parets, pot provocar errors en les prediccions teòriques efectuades amb models simples. La suposició de flux homogeni de Ravindram i Pyla (1985) és poc

justificable en sistemes venturi '*scrubber*', on les interaccions entre el corrent gasós, les gotes de líquid absorbent i la pel·lícula provoquen fortes variacions en la velocitat relativa de les gotes.

Talaie *et al.* (1997) aprofitaren el model tridimensional de distribució de líquid basat en l'equació de dispersió turbulenta descrit per Fathikalajahi *et al.* (1995), per estudiar l'efecte de considerar les gotes distribuïdes amb concentració uniforme o no. Els resultats són comparats amb dades bibliogràfiques, i es comprova una millora de les prediccions quan es considera la distribució de gotes com a no uniforme.

L'únic treball efectuat en sistemes jet-venturi '*scrubber*' correspon a Atay *et al.* (1987). En aquest s'efectuaren algunes proves d'absorció de SO₂ en dissolucions de NaOH. Els rendiments d'absorció determinats foren extremadament alts, molt propers al 100 % per a gairebé la totalitat de cabals de líquid absorbent utilitzats. L'elevada concentració de SO₂ emprada (12500 ppm v/v), juntament amb la baixa concentració de la dissolució de NaOH (10⁻⁴ M) fan desconfiar de la validesa dels valors aportats.

Altres treballs d'interès, per la similitud dels dispositius experimentals emprats en el present treball, són aquells referents a reactors tipus '*jet-loop*'. En aquest sentit cal destacar el càlcul dels coeficients de transferència de matèria per a la fase líquida presentats per Dutta i Raghavan (1987), Dirix i Van der Wiele (1990), Xianlou *et al.* (1992), Cramers *et al.* (1992a i b, 1993) i Velan i Ramanujan (1992). Només s'ha trobat un estudi a la bibliografia referit a la transferència de matèria en sistemes tipus '*jet-pump*' (Wright *et al.*, 1997), consistent en un procés d'ozonització d'un aigua residual. Aquest estudi es limita a determinar el coeficient de transferència de matèria en la fase líquida, i s'hi pot observar, com en la resta de treballs citats, un augment d'aquest paràmetre en augmentar la relació F_G/F_L.

6.1.3 DIFUSIÓ I REACCIÓ EN UNA ESFERA RÍGIDA

Donat que la geometria de les gotes pot ser aproximada a la d'una esfera, tot i que les elevades tensions hidrodinàmiques podrien deformar-la, sembla convenient intentar descriure la transferència de matèria en una gota, per tal de integrar posteriorment el conjunt de totes les gotes del sistema. Les diferents possibilitats derivades de les característiques dels sistemes gas-líquid emprats a nivell industrial fan que les condicions de contorn de l'equació de difusió en una esfera variïn considerablement. Tot i així, l'estudi serà restringit a processos d'absorció de gasos de característiques àcides i bàsiques mitjançant solucions aquoses bàsiques i àcides respectivament. Aquests processos presenten unes velocitats de reacció suficientment altes com per portar-se a terme en sistemes venturi '*scrubber*'.

Els processos àcid - base relacionats amb mecanismes d'absorció, acostumen a ser reaccions del tipus:



on A seria l'espècie gasosa a absorbir un cop solubilitzada en el medi absorbent, B seria l'espècie iònica absorbent (OH^- pel cas de gasos àcids i H^+ pels bàsics) i C l'espècie iònica formada. Aquesta darrera pot experimentar successives hidròlisi, malgrat que al ser reaccions

purament iòniques, la seva velocitat es considera pràcticament infinita (Astarita i Gioia, 1964; Hikita *et al.*, 1977; Carmichael i Peters, 1979; Chang i Rochelle, 1982, 1985; Limiñana *et al.*, 1990; Schultes, 1998), de forma que la seva cinètica no controla el mecanisme d'absorció. Per a aquests tipus de reacció, l'equació cinètica que descriu la velocitat de desaparició d'A, acostuma a ser de la forma:

$$- \frac{dC_A}{dt} = k C_A^n C_B^m \quad (6.1.8)$$

És a dir, reaccions de segon ordre. Val a dir, però, que a nivell industrial s'acostuma a utilitzar concentracions d'agent reactiu constants i àmpliament en excés del necessari estequiomètricament. En aquestes condicions, es pot considerar que C_B és constant i per tant la cinètica passa a ser de pseudo-primer ordre.

A l'hora de formular els models per a cada cas, cal efectuar una sèrie de suposicions:

- ✎ Les gotes són esferes rígides i es mouen seguint la direcció axial del tub venturi.
- ✎ Totes les gotes tenen el mateix diàmetre (el diàmetre mig de Sauter avaluat en el capítol 5.1).
- ✎ No hi ha canvi del diàmetre de les gotes a mesura que avancen pel tub venturi (no hi ha coalescència ni trencament de les gotes).
- ✎ Els efectes de compressibilitat del gas són negligibles.
- ✎ No es produeix evaporació del líquid.
- ✎ Els calors de reacció i de dissolució són negligibles.
- ✎ No hi ha convecció dins de la gota, de forma que els fluxos difusionals són només en la direcció radial de la gota.
- ✎ La temperatura a l'interior de la gota és uniforme.

Amb aquestes condicions, el balanç de matèria diferencial pel solut gasós dins de la gota serà:

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} = D_A \frac{\partial^2 C_A}{\partial r^2} - \frac{2}{r} \frac{\partial C_A}{\partial r} - \nu C_A \quad (6.1.8)$$

La solució analítica d'aquesta expressió, pot obtenir-se per algunes condicions de contorn, tal i com demostraren Crank (1975) i Hills (1995).

6.1.3.1 CONCENTRACIÓ A LA SUPERFÍCIE DE LA GOTA CONSTANT

En aquest cas, i per tal de complir la condició de contorn fixada, la resistència a la transferència de matèria en la fase gas és negligida, així com l'exhauriment de la fase gas. La concentració C_{A0} és la corresponent per a l'equilibri gas-líquid (Llei de Henry). Aquesta podria ser la situació trobada quan la fase gasosa es compona del solut a absorbir pur. En aquesta situació, les condicions de contorn serien:

$$\text{a } t=0, 0 < r < r_g \quad C_A=0$$

$$\text{a } r=r_g, t>0 \quad C_A=C_{A0}$$

$$\text{a } r=0, t \geq 0 \quad \frac{\partial C_A}{\partial r}=0$$

Seguint el procediment d'integració de Danckwerts (1970), la velocitat d'absorció dins de la gota pren la forma:

$$N_A = 8pr_g D_A C_{A0} \frac{\int_0^{\infty} \frac{r_g^2 - D_A n^2 p^2 \exp\left(-\frac{r_g^2}{D_A n^2 p^2} t\right) dt}{r_g^2 - D_A n^2 p^2}}{\int_0^{\infty} \frac{D_A n^2 p^2}{r_g^2 - D_A n^2 p^2} dt} \quad (6.1.9)$$

Per tal d'avaluar la quantitat de solut absorbida en un determinat període de temps, només cal integrar l'expressió anterior respecte el temps. Per a una millor comprensió i simplificació dels resultats resulta convenient emprar els següents mòduls adimensionals (Crank, 1975; Hills, 1995):

$$\theta = \frac{M_t}{\frac{4}{3}pr_g^3C_{A0}} \quad \eta = \frac{r_g^2}{D_A} \quad t = \frac{tD_A}{r_g^2} \quad (6.1.10)$$

on M_t , es la quantitat de solut absorbida per un temps t .

Substituint els mòduls adimensionals anteriors, arranant de nou l'expressió 6.1.9 i integrant respecte del temps, s'obté:

$$\theta = 6\eta \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\exp(-\eta n^2 p^2 t)}{n^2 p^2} \quad (6.1.11)$$

Tot i que la integració de l'equació 6.1.9 pot semblar trivial, cal assegurar-se de que la sèrie sigui convergent i uniforme.

Per a la definició de θ en l'expressió 6.1.10, es podria dir que aquest paràmetre representa la relació entre la quantitat de gas absorbida, i la quantitat necessària per a saturar el líquid en absència de reacció química, de forma que permet determinar l'increment en la transferència de matèria a causa de la reacció química.

A mesura que $\theta \rightarrow \infty$, la velocitat d'absorció assoleix un valor estacionari, suposant que la concentració del l'agent reactiu en el líquid sigui encara present en una quantitat superior a la estequiomètricament necessària. En aquestes condicions, Hills (1995) determina que el càlcul

de τ es pot fer de forma anàloga que per a la reacció en un pèl·let de catalitzador, anomenant aquestes condicions com pseudo-estacionàries. L'expressió per a la quantitat de matèria absorbida adimensional en estat pseudo-estacionari és:

$$\tau \tau \tau \tau 27t \frac{\sqrt{\tau}}{3} \coth \frac{\sqrt{\tau}}{3} \tau 1 \tau \tau \quad (6.1.12)$$

Òbviament, la suposició d'estat estacionari per a sistemes venturi 'scrubber' no és aplicable, donat els temps limitats de residència de les gotes. Tot i així, aquesta expressió és útil en substitució de l'equació 6.1.11 (més complexa) per a valors de $\tau t > 10$, és a dir en condicions estacionàries (Hills, 1995). Aquesta expressió serà emprada posteriorment en altres situacions.

6.1.3.2 VOLUM DE GAS LIMITAT PER A CADA GOTA

Aquesta fou la suposició que utilitzaren Ravindram i Pyla (1985) per tal d'estudiar l'absorció de SO_2 en dissolucions de NaOH. Els autors assumiren que cada gota circula rodejada per un embolcall de gas perfectament agitat que es mou a la mateixa velocitat que la gota. L'única espècie química lliure per difondre i reaccionar amb el líquid absorbent és el solut que conté el gas. Les condicions de contorn per aquesta situació poden trobar-se a Crank (1975), per a una geometria de làmina semiinfinita. Per a una esfera rígida, aquestes seran:

$$\begin{aligned} & \text{a } t=0, 0 < r < r_g \quad C_A=0 \\ & \text{a } r=r_g, t > 0, V/(4r_g^2m) \tau C_A/\tau t = D_A \tau C_A/\tau r \\ & \text{a } r=0, t \geq 0 \quad \tau C_A/\tau r=0 \end{aligned}$$

On V és el volum finit de gas que rodeja cada gota i m és el coeficient de distribució:

$$m = \frac{\text{Concentració en equilibri a la fase gas}}{\text{Concentració en equilibri a la fase líquida}} \quad (6.1.13)$$

Crank (1975) suposa un valor d'1 per aquest coeficient, la qual cosa és poc realista ja que, depenent de la solubilitat del gas en qüestió (constant de la llei de Henry), aquest factor serà més o menys gran. Cal recordar que en aquest treball la concentració del solut ve referida a la fase líquida, de forma que per a la fase gasosa $C_{A, \text{gas}} = mC_A$.

La segona condició de contorn indica que la velocitat de canvi de la concentració de gas en l'embolcall que rodeja la gota és igual a la velocitat que aquest gas pot difondre en el líquid.

Afegint el coeficient de distribució a la condició de contorn, l'expressió obtinguda a partir del mètode de resolució de Crank (1975) fou:

$$\frac{M_t}{VC_{A0}} = 1 - \frac{\exp(p_n t)}{1 + \frac{2pr_g^3 m}{V} \frac{p_n}{2D_A K_n^2} + \frac{Vp_n^2}{8pr_g^2 D_A^2 m}} \quad (6.1.14)$$

on els valors de p_n i K_n corresponen a les arrels de:

$$\frac{V}{4pD_A r_g m} p_n + K_n r_g \cot K_n r_g - 1 = 0$$

$$K_n^2 = \frac{p_n}{D_A} \quad (6.1.15)$$

La solució proposada per Hills (1995), tot i definint un nou paràmetre adimensional:

$$V_r = \frac{mV}{\frac{4}{3}\rho r_g^3} \quad (6.1.16)$$

és a dir, V_r és la relació entre la quantitat de solut present en l'embolcall gasós i la quantitat de solut necessària per a saturar la gota en absència de reacció química. Utilitzant l'arrel imaginària de K_n de l'equació 6.1.15 s'arriba a:

$$V_r = \frac{1 - \exp(-p_i t) \left[1.5 \cos \text{ech}^2 K_i + \coth K_i \right] (K_i)}{1 + \frac{1.5}{V_r} \cos \text{ech}^2 K_i + \coth K_i (K_i)} \quad (6.1.17)$$

$$= \frac{V_r \exp(-t) K_n^2}{1.5 \left[1 + \frac{1}{V_r} \right] + \frac{V_r}{3} + \frac{K_n^2}{2K_n} + \frac{V_r}{3} + \frac{V_r K_n^2}{6}}$$

amb:

$$\frac{V_r}{3} p_n = 1 + K_n \cot K_n \quad (6.1.18)$$

$$K_n^2 = \frac{V_r}{3} p_n$$

On p_i correspon a l'arrel imaginària iK_i de l'equació 6.1.18. Com es pot observar, la solució no és trivial, i es fa necessari en cada cas avaluar la possibilitat d'utilitzar formes simplificades a partir de les dades físiques i cinètiques de cada cas considerat. Ravindram i Pyla (1985) proposen un mètode de càlcul i utilitzen els sistemes $\text{CO}_2 - \text{NaOH}$ i $\text{SO}_2 - \text{NaOH}$ per comprovar la validesa del seu model. Cal pensar que els autors cometeren algun error, ja que les elevades constants cinètiques per aquests processos (pràcticament instantanis) impedeixen resoldre amb èxit el sistema utilitzant el seu procediment de càlcul.

6.1.3.3 RESISTÈNCIA A LA TRANSFERÈNCIA DE MATÈRIA EN LA FASE GAS AMB CONCENTRACIÓ CONSTANT

En el cas d'existir resistència a la transferència de matèria en la fase gas, probable en sistemes venturi '*scrubber*', i utilitzant un coeficient de distribució diferent d'1, la velocitat de transferència de matèria a través de la interfície ve donada per:

$$N_A = 4r_g h_G m^2 (C_{A0} - C_{Ai}) \quad (6.1.19)$$

La quantitat adimensional de solut absorbit pot avaluar-se a partir de l'expressió anterior i de l'equació que descriu la variació de la concentració del solut en la esfera de líquid proposada per Crank (1975). Afegint un nou terme adimensional:

$$H = \frac{r_g h_G m}{D_A} \quad (6.1.20)$$

i després d'arranjar de nou l'expressió de Crank, Hills (1995) proposà la següent equació:

$$\frac{1 - \exp(-H^2)}{H^2} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \exp(-a_n^2 t) \exp(-a_n^2 H^2)}{a_n^2 (1 + a_n^2 H^2)} \quad (6.1.21)$$

on les a_n són les arrels de:

$$a_n \cot a_n = H^2 + 1 \quad (6.1.22)$$

6.1.3.4 RESISTÈNCIA A LA TRANSFERÈNCIA DE MATÈRIA EN LA FASE GAS AMB VOLUM FINIT DE GAS

Aquesta situació, força probable en sistemes venturi 'scrubber', no fou considerada per Crank (1975). El problema es pot resoldre si es té en compte que les velocitats de reacció en els processos a estudiar són molt elevades (de l'ordre de $10^4 - 10^9$ l/(mol.s)), així que malgrat que els temps de residència siguin de l'ordre de dècimes de segon, el procés reactiu ja haurà assolit un estat estacionari. A tal efecte es pot utilitzar l'equació 6.1.12 que descriu aquest pseudo-estat estacionari per avaluar la velocitat de transferència de matèria en la fase líquida. Per a la fase gas:

$$N_A = 4r_g^2 h_G m^2 C_A - C_{Ai} \quad (6.1.23)$$

Per altra banda, fent un balanç de matèria a l'embolcall de gas que rodeja la gota:

$$N_A = V \frac{d^3 m C_A}{dt} = \frac{4}{3} \pi r_g^3 V_r \frac{dC_A}{dt} \quad (6.1.24)$$

amb aquestes expressions es pot obtenir la quantitat de matèria absorbida adimensional com:

$$\frac{N_A}{V_r H} \exp\left(\frac{27 H t}{9 r_g^2 H} \coth \frac{\sqrt{?}}{3} \right) = 1 \quad (6.1.25)$$

L'expressió obtinguda en el present estudi presenta lleugeres diferències d'aquella deduïda per Hills (1995), a causa de les diferències en

l'expressió 6.1.12. Cal destacar, però, que el resultat numèric experimenta poca variació fent servir una expressió o l'altra.

6.1.3.5 REACCIÓ INSTANTÀNIA

A mesura que la velocitat de reacció tendeix a infinit, el model anterior deixa de ser efectiu, ja que l'analogia amb el pel·let requereix una concentració constant de l'agent absorbent. És molt més realista pensar que la reacció té lloc únicament en un pla situat per sota la interfície gas-líquid, on les espècies reactives difonen i on la seva concentració és zero (Hikita *et al.*, 1972, 1977).

La solució en aquestes condicions és simple si es considera que, a nivell industrial, les concentracions d'agent reactiu sempre són presents en excés. En aquestes condicions, hom pot situar el pla de reacció en la interfície, de forma que el procés es troba completament controlat per la transferència en la fase gas. Així doncs a la interfície es compleix que $C_{Ai} = 0$. Utilitzant el flux molar de solut en la fase gas (equació 6.1.23) i el balanç de matèria per a un volum limitat de gas (equació 6.1.24), la integració de la concentració de solut permet obtenir:

$$C_A(t) = C_{A0} \exp\left(-\frac{4r_g^2 h_G m}{V} t\right) \quad (6.1.26)$$

la quantitat adimensional de massa absorbida pot avaluar-se com:

$$Q = V_r \left[1 - \exp\left(-\frac{3Ht}{V_r}\right)\right] \quad (6.1.27)$$

Per tal de comprovar que la condició de $C_{Ai} = 0$, només cal calcular la velocitat a la qual és transferit per difusió l'agent reactiu cap a la superfície de la gota, i comparar-la amb la velocitat en què el solut gasós és transferit per difusió cap a la interfície.

6.1.4 DIFUSIÓ I REACCIÓ EN UNA PEL·LÍCULA DE LÍQUID DESCENDENT

Tots els treballs citats en l'apartat 6.1.2 referents a l'estudi del sistema venturi '*scrubber*' com a reactor químic, consideren el volum total de líquid injectat en forma de gotes. Tant si la distribució d'aquestes és considerada homogènia com no, en el capítol 5.3 s'ha constatat que una fracció important de líquid (sovint d'entre un 20 i un 30 %), circula en forma de pel·lícula adherida a les parets. Aquesta fracció de líquid, acostuma a ser negligida o considerada inert, la qual cosa és poc probable a nivell real. A part de l'àrea de transmissió que representa, prou important, es tracta d'una pel·lícula a velocitat baixa (probablement circulant en flux laminar), en contacte amb un gas a alta velocitat i elevada turbulència. És d'esperar doncs una elevada transferència de matèria en aquesta situació.

Els reactors de pel·lícula descendent han estat àmpliament utilitzats per a portar-hi a terme reaccions exotèrmiques tal com sulfonacions i cloracions. A la indústria química són emprats en la producció de

detergents, alimentació i surfactants (Talens-Alesson, 2000). La bibliografia és prou abundant en treballs dedicats a l'estudi i modelització d'aquests reactors. Com a més representatius destaquen els treballs de Lamourelle i Sandall (1972), Johnson i Crynes (1974), Davis *et al.* (1979) i Gutiérrez-González *et al.* (1988). En ells es constata la dependència del procés d'absorció de la difusió molecular. El model més utilitzat es basa en l'equació de difusió turbulenta de l'espècie absorbida pel líquid. Pel que fa al coeficient de transferència de matèria en la fase gas, principal mecanisme de resistència a la transmissió del solut al líquid, s'utilitza generalment el coeficient descrit per Johnson i Crynes (1974), els quals utilitzaren el coeficient de transferència de matèria en flux turbulent tot i multiplicant-lo per dos per tal de tenir en compte les ondulacions que presenta la interfície gas - líquid. Aquesta estimació de caràcter empíric es troba recolzada en treballs posteriors, que han observat el caràcter determinant d'aquestes ondulacions. En aquest sentit, McCreedy i Hanratty (1985) observaren que la transferència de matèria ve controlada per les fluctuacions que presenta el líquid degudes a:

- ✎ Turbulències generades pel líquid
- ✎ Fluxos induïts generats per ones superficials
- ✎ Turbulència en la fase gas

La variació al llarg de la coordenada axial de la tensió de tall provocada per grans ondulacions a la interfície és considerada la causant de moviments convectius en el líquid, accentuats quan la viscositat del líquid és elevada. Aquestes teories són avalades per Yoshimura *et al.* (1996), els quals provocaren l'aparició d'ones en una pel·lícula descendent de líquid laminar. En el seu estudi es presenta un coeficient 'd'escombratge', el qual és multiplicat pel coeficient de transferència de matèria en la fase líquida (definit segons la teoria de pel·lícula). Aquest coeficient d'escombratge augmenta amb la

velocitat de les ones i, per tant, amb la velocitat relativa entre el gas i el líquid. Yang i Jou (1998) observaren que fins i tot el coeficient de transferència de matèria per a la fase líquida pot arribar a duplicar-se.

Tot i que existeixen models hidrodinàmics complets, acoblats amb els fenòmens d'absorció tant física com química per a reactors de pel·lícula descendent (Riazi, 1985; Riazi i Faghri, 1986; Gutierrez *et al.* (1988); Dabir *et al.* (1996); Riazi, 1996; Hugues i Bott, 1998; Yang i Jou, 1998; Van Dam *et al.*, 1999), i donat que en el capítol 5.3 s'ha presentat el model hidrodinàmic per al sistema jet-venturi 'scrubber', les prediccions dels paràmetres físics necessaris (concretament el gruix de la pel·lícula descendent) seran extretes d'aquest darrer.

Assumint doncs que la velocitat de la reacció química és, igual que per a la transferència en una gota, instantània, només cal determinar el coeficient de transferència de matèria per a la fase gas. En aquest sentit, l'expressió més utilitzada és la de Johnson i Crynes (1974):

$$h_G \approx 0.046 \frac{G_G}{P} Re_G^{0.17} Sc_G^{0.56} \quad (6.1.28)$$

Aquesta expressió té en compte la millora de la transferència produïda per les petites ondulacions ('ripples') que es produeixen en la interfície. Quan el líquid absorbent presenta una elevada viscositat, aquestes ondulacions no apareixen, de forma que en aquestes situacions, Gutiérrez-González (1988) i Talens-Alesson (1999) aconsellen emprar la correlació presentada per McCready i Hanratty (1984) segons la qual:

$$\frac{h_G}{U_0} \approx 0.3 Sc^{0.0704} \quad (6.1.29)$$

on:

$$U_0 = \frac{t_G}{\rho_G} \rho_G^{1/2} \quad t_G = f \rho_G U_G^2 \quad f = 0.04 A \text{Re}^{1/4} \quad A = A_0 + A_1 z \quad (6.1.30)$$

essent A_0 i A_1 dos paràmetres empírics. Tal i com assenyalen Dabir *et al.* (1996), aquesta correlació comporta l'ús de molta informació empírica en el càlcul de la tensió de tall amb el gas ρ_G . Per tant caldria buscar una forma alternativa per al càlcul d'aquest paràmetre. Això s'aconsegueix partint de la base de què es disposa de la magnitud del gruix de la pel·lícula, en aquestes condicions:

$$t_G = \frac{\rho_L g}{3\mu_L} d^3 = \frac{t_G}{2\mu_L} d^2 \quad (6.1.31)$$

A partir del coeficient h_G avaluat amb aquest procediment, només cal efectuar un balanç de matèria en la fase gasosa, similar a l'efectuat a l'apartat 6.1.3.5, per tal d'avaluar la quantitat de solut absorbida per la pel·lícula.