

Assorbimento

L'operazione di **Assorbimento** consiste nel trasferimento di uno o più componenti da una fase gassosa ad una fase liquida; il liquido utilizzato viene detto **liquido assorbente**. L'operazione di trasferimento da un liquido ad un gas prende il nome di **strippaggio**. Tali operazioni, anche se preferenzialmente ci riferiamo a quella di assorbimento, possono avere le seguenti finalità:

- **Recupero di componenti più o meno pregiati** ad esempio, recupero di vapori di benzina presenti in una corrente di azoto mediante l'utilizzo di un olio quale liquido assorbente
- **Purificazione da componenti indesiderati o che non possono essere espulsi nell'atmosfera** ad esempio, abbattimento di acido solforico presente nelle correnti gassose da inviare al camino in centrali termoelettriche

Risulta chiaro, quindi, che l'operazione di assorbimento, una volta effettuato il passaggio dei componenti desiderati dal gas al liquido, deve essere completata con un processo di separazione che coinvolge il solvente ed i componenti trasferiti; si noti, infatti, che è necessario recuperare i **componenti assorbiti**, in quanto devono essere opportunamente trattati sia nel caso si tratti di componenti pregiati sia che si tratti di inquinanti, ma anche **il solvente**, in quanto viene riutilizzato all'interno di un ciclo chiuso.

Tali esigenze determinano i criteri di scelta del solvente assorbente in quanto deve essere:

- **Solubile rispetto al gas considerato** cioè, in grado di solubilizzare i componenti da recuperare o da eliminare
- **Selettivo** deve assorbire solo i componenti voluti e non altri
- **Economico**
- **Non tossico** generalmente viene utilizzata l'acqua che, però, non è adatta nel caso in cui si debbano assorbire degli idrocarburi
- **Facilmente separabile dai componenti assorbiti**

Procedendo nel nostro percorso conoscitivo utilizzeremo, al solito:

- **Equazioni di bilancio**
- **Equazioni di equilibrio**
- **Equazioni di trasporto** (in particolare per valutare l'altezza della colonna di assorbimento)

Considerazioni generali

Equazioni di equilibrio il principio su cui si fonda l'operazione di assorbimento è relativo alla solubilità di un certo componente in fase gassosa in un solvente adatto; in altri termini, ponendo a contatto una fase gas con una fase liquida si viene a determinare un equilibrio che consente il passaggio di un componente dalla fase gas alla fase liquida o viceversa (strippaggio): tali condizioni sono rappresentate sui **diagrammi di Solubilità x,y** (frazioni molari di un componente presente sia nel liquido sia nel gas) che hanno l'andamento di una retta, per soluzioni estremamente diluite (legge di Henry), oppure l'andamento di una curva, per soluzioni non diluite. Riassumendo, quindi, per studiare le operazioni di assorbimento è necessario utilizzare le relazioni di equilibrio anche fornite attraverso i diagrammi di solubilità:

- Se lavoriamo in condizioni di diluizione infinita, vale la legge di Henry per cui si ha una dipendenza lineare tra le frazioni molari in fase gassosa e quelle in fase liquida: le condizioni di equilibrio in un diagramma x,y sono rappresentate da una retta
- Se, invece, non lavoriamo in condizioni di diluizione infinita, non è più valida la legge di Henry ma ci sarà sempre una relazione (rappresentata da una curva e non da una retta) che ci consentirà di individuare le composizioni di equilibrio liquido-gas

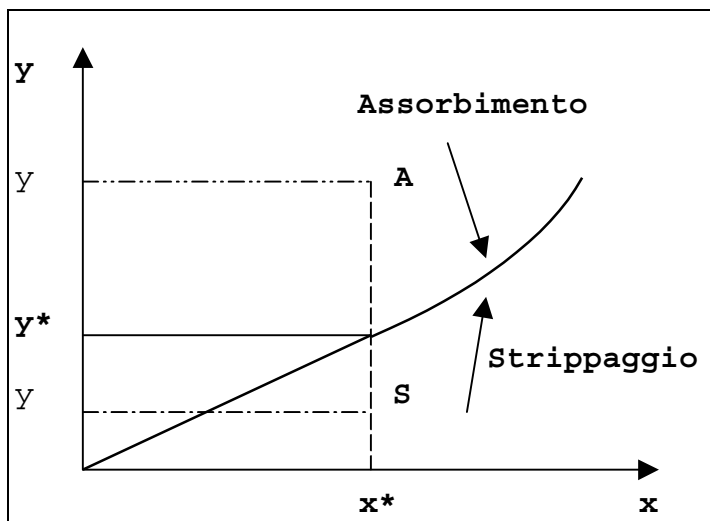
Volendo realizzare uno scambio di materia, cioè il trasferimento di un componente dalla fase gas alla fase liquida, è necessario tener conto delle **condizioni di lavoro** che devono essere sufficientemente distanti dalle condizioni di equilibrio in ogni punto della colonna di assorbimento, in modo tale da ottenere una forza spingente sufficiente a promuovere lo scambio nella direzione desiderata.

L'operazione inversa a quella di assorbimento è detta operazione di desorbimento o strippaggio; in questa operazione si trasferisce in fase gas un componente contenuto in fase liquida.

Si noti che è possibile realizzare l'assorbimento se le condizioni di lavoro sono rappresentate da un punto al di sopra della curva di equilibrio; in altri termini, se il componente desiderato ha concentrazione x^* in fase liquida e y in fase gas dove y è **maggiore** del valore **y^* di equilibrio** per la concentrazione attuale x^* , si viene a determinare una **forza spingente** esprimibile come **$y-y^*$** che promuoverà lo scambio voluto. Operando, invece, con una concentrazione y in fase gas **minore** del valore y^* di equilibrio si viene a determinare una **forza spingente y^*-y** che promuoverà lo strippaggio del componente desiderato dal liquido verso il gas.

Naturalmente, se il punto rappresentativo delle condizioni di lavoro si trova sulla curva di equilibrio ci troviamo in condizioni tali in cui lo scambio di materia non può proprio avvenire.

Visualizziamo quanto appena detto sul diagramma di solubilità x, y . Supponiamo di porre a contatto un gas ed un liquido nei quali y e x^*



sono rispettivamente le frazioni molari del componente da trasferire da una fase all'altra; indichiamo con y^* la concentrazione di equilibrio lato gas alla attuale concentrazione x^* lato liquido. **La condizione per la quale si ha assorbimento** (trasferimento del componente dal gas al liquido) è data dalla relazione

$$y > y^*$$

in altri termini, il componente da trasferire ha una concentrazione in fase gas maggiore di quella di equilibrio relativa alla concentrazione attuale x^* presente nel liquido: in queste condizioni il punto $A(x^*, y)$ si trova al di sopra della curva di equilibrio.

Viceversa, **la condizione per la quale si ha strippaggio** (trasferimento del componente dal liquido al gas) è data dalla relazione

$$y < y^*$$

in altri termini, il componente da trasferire ha una concentrazione in fase gas minore di quella di equilibrio relativa alla concentrazione attuale x^* presente nel liquido: in queste condizioni il punto $S(x^*, y)$ si trova al di sotto della curva di equilibrio.

Ovviamente, se il componente da trasferire presenta concentrazioni nel liquido e nel gas (x^*, y^*) tali da individuare un punto appartenente alla curva di equilibrio, non vi è alcun trasferimento di fase del componente stesso.

Distillazione ed Estrazione Nello studio della Distillazione e dell'Estrazione non si prendono in considerazione le equazioni di scambio cosa che, invece, si verifica nel caso del trasferimento di calore; la cosa può apparire senza senso in quanto, anche per il trasferimento di materia, si pone sempre lo stesso problema: **conoscere la velocità con cui avviene lo scambio in quanto questo non dipende solo dalla forza spingente che lo promuove, ma anche dalle resistenze che si oppongono al trasferimento stesso.**

In realtà, nella Distillazione e nell'Estrazione le equazioni di trasporto non vengono considerate in quanto le condizioni di scambio non sono descrivibili né con equazioni esatte né attraverso modelli interpretativi a causa della complessità dei fenomeni considerati.

Ad esempio, nella **Distillazione** abbiamo che, dai dispositivi di miscelazione, il vapore viene disperso nella fase liquida: per poter descrivere in qualche modo il fenomeno, dovremmo poter seguire le vicende del vapore. Anche ammesso che tale vapore abbia composizione uniforme, si verifica che:

- Il vapore viene disperso in bollicine di differenti dimensioni, con condizioni di turbolenza, all'interno e all'esterno, estremamente diverse da bolla a bolla
- Tali bollicine scambiano con il liquido presente e che ha una certa composizione; durante la risalita attraverso il battente liquido, però, le bollicine possono scindersi oppure miscelarsi tra loro
- In funzione delle dimensioni delle bollicine, a causa dei moti convettivi interni, si hanno differenti gradi di miscelazione interna

Potremmo continuare per un bel po' ma, in ogni caso, resta la certezza che non è possibile descrivere tutto questo né in modo esatto attraverso le leggi della diffusione né attraverso dei modelli interpretativi del fenomeno.

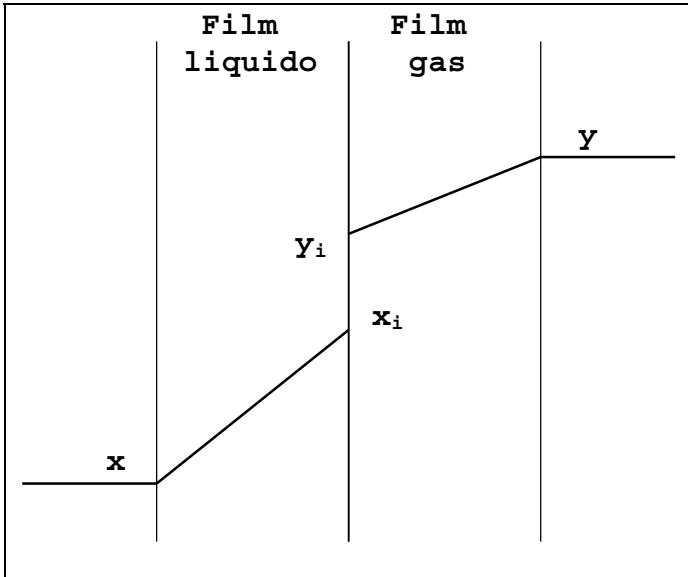
Analoghi problemi si incontrano nell'**Estrazione** in quanto, per trasferire il soluto da una fase all'altra, è necessario lavorare in presenza di turbolenza per realizzare buone condizioni di miscelazione; ciò determina una grossa variabilità delle grandezze in gioco (da punto a punto del sistema considerato) ed, inoltre, continue modifiche della superficie di scambio: anche in questo caso, quindi, non è possibile in alcun modo schematizzare tali fenomeni.

L'unica strada percorribile è quella di ritenere che, in un certo volume di apparecchiatura, vengono raggiunte le condizioni di equilibrio; poiché nessuno ci può assicurare se questa condizione di equilibrio sia effettivamente raggiunta nell'apparecchiatura reale, prima calcoliamo il numero di stadi teorici di contatto necessari e, successivamente, cerchiamo di determinare in modo empirico e caso per caso l'efficienza del processo (ricordiamo che l'efficienza esprime globalmente quanto viene effettivamente realizzato nello stadio reale rispetto allo stadio teorico): in questo modo, abbiamo la possibilità di passare dal numero di stadi teorici al numero di stadi reali.

Assorbimento e Modello interpretativo

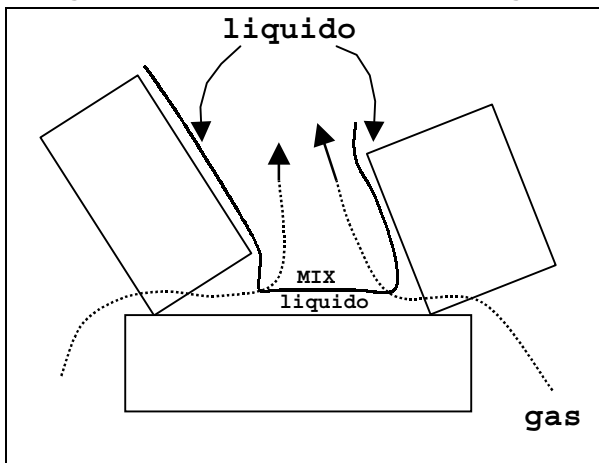
Anche nell'Assorbimento vogliamo realizzare un trasferimento di materia tra due fasi in presenza di una data forza spingente; il problema è sempre lo stesso e cioè conoscere la velocità con cui avviene lo scambio in quanto, questo, non dipende solo dalla forza spingente ma anche dalle resistenze che si oppongono al trasferimento stesso. Al contrario di quanto visto per la distillazione e l'estrazione, nel caso dell'Assorbimento è possibile ricorrere ad un modello interpretativo che ci consente di utilizzare una relazione di scambio; in questo modo è possibile pervenire all'espressione della velocità con cui

avviene il trasporto: espressione dello stesso tipo di quella vista nello scambio termico in cui il flusso è stato espresso come prodotto di un coefficiente di scambio, di una superficie di contatto e di una forza spingente (in questo caso, però, la superficie di contatto è meglio definita rispetto al caso dell'assorbimento ed, inoltre, il modello è realmente aderente alle modalità di trasporto del calore). Ipotizziamo, nel caso dell'Assorbimento, che **la resistenza è concentrata in due film di spessore infinitesimo presenti all'interfaccia liquido-gas**; ciò equivale ad affermare che in tutta



la massa gassosa la concentrazione del componente da trasferire è uniforme e pari a y mentre in tutta la massa liquida la concentrazione è uniforme e pari a x : i gradienti di concentrazione sono presenti solo nei film. Questa schematizzazione, però, non corrisponde a ciò che si verifica realmente all'interno di una colonna di riempimento; si noti, infatti, che il liquido scende verso il basso formando un velo sul riempimento mentre il gas risale verso l'alto

passando attraverso gli interstizi presenti: è evidente, quindi, che lungo lo spessore del velo liquido presente sul riempimento si vengono a determinare dei gradienti di concentrazione. Del resto, il



liquido a contatto con il gas tende a saturarsi del componente di cui si sta realizzando il trasferimento che, quindi, deve poi diffondere verso l'interno della massa liquida; se è presente un moto laminare o turbolento non pienamente sviluppato, si mantengono tali gradienti di concentrazione all'interno della massa liquida. In definitiva, nel modello abbiamo ipotizzato che le concentrazioni sono uniformi all'interno della massa liquida e

della massa gassosa mentre, in realtà, almeno per quanto riguarda il liquido sono presenti dei gradienti di concentrazione; nonostante queste differenze, il modello proposto riesce ad interpretare globalmente il fenomeno di trasporto. Il modello presuppone l'esistenza di un moto turbolento sia all'interno della massa liquida sia della massa gassosa; in questo modo le concentrazioni nelle due fasi in una certa sezione dell'apparecchiatura sono uniformi: la resistenza è concentrata nel film liquido e nel film gassoso.

Ci rendiamo conto, guardando la figura precedente, che quando il liquido fluisce sul riempimento è effettivamente presente, all'interno del liquido, un gradiente di concentrazione; si noti, però, che giunto alla fine di un pezzo del riempimento, il liquido cade su di un altro pezzo miscelandosi con del liquido che ha seguito altri percorsi: tale miscelazione rende uniforme la concentrazione. Non appena si è verificata tale miscelazione, il liquido comincia a spostarsi verso il basso, scorrendo su differenti pezzi di riempimento, differenziando nuovamente il percorso: alla fine di un piccolo tratto, però, si verifica un'ulteriore miscelazione.

A questo punto, tenendo presente che la colonna è alta circa 5+10m e che i pezzi del riempimento sono dell'ordine dei centimetri (ad esempio 1 inch), è pur vero che localmente (nella singola sezione) la concentrazione del liquido non è uniforme ma, lungo tutta la colonna, si verificano ben 500 miscelazioni; in definitiva, **il numero di questi rimescolamenti è talmente elevato da poter ritenere uniforme la concentrazione del liquido per ogni sezione della colonna.**

Si noti che **analoghe considerazioni si possono effettuare per il gas;** infatti, in una fissata sezione vi è un'alternanza fra vuoti (di diverse dimensioni in cui può passare il gas) e pieni (in cui il gas non può passare): ancora una volta, siamo in presenza di differenti condizioni di scambio passando da punto a punto della sezione. In definitiva, strade diverse significano condizioni di scambio differenti anche per il gas; si noti, però, che una volta attraversata una certa fila di pezzi di riempimento, tale gas si miscela con del gas proveniente da altri percorsi uniformando, così, la concentrazione: la frequenza di tali rimescolamenti è funzione dell'altezza media del riempimento.

In conclusione, il modello interpretativo utilizzato (detto **Modello del doppio Film**) ipotizza che la resistenza sia concentrata nel film liquido e nel film gassoso e che non vi sia resistenza all'interfaccia (cioè, le composizioni del liquido e del gas all'interfaccia x_1 e y_1 sono le composizioni di equilibrio).

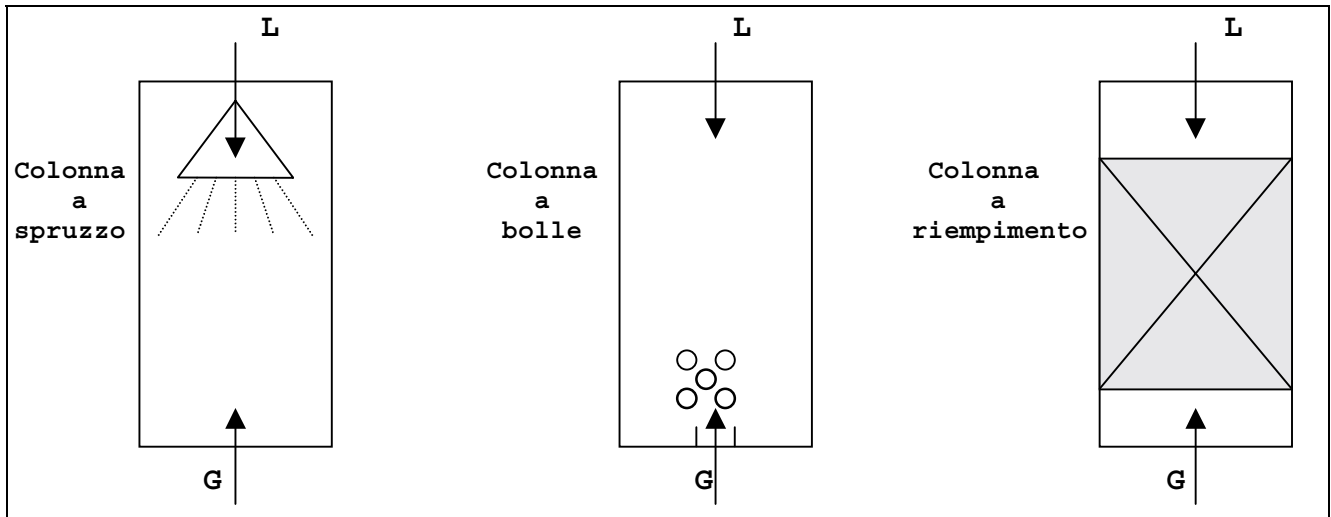
Apparecchiature

Visto che siamo in presenza di una fase aeriforme e di una fase liquida, è possibile pensare di realizzare l'assorbimento operando in continuo ed in controcorrente; a tale scopo sono stati messi a punto vari dispositivi che si differenziano per forma, costruzione e principi operativi.

colonna a piatti un dispositivo di questo tipo è del tutto analogo a quello visto nel caso della distillazione, cioè si tratta di una serie di piatti incolonnati in ciascuno dei quali si realizza un equilibrio intermedio; si noti, però, che le potenzialità e, principalmente, l'importanza economica di questa operazione è

certamente di qualche ordine di grandezza inferiore a quello della distillazione quando, per la realizzazione di una colonna a piatti, si ha bisogno, comunque, di un grosso investimento finanziario: in definitiva, nella maggior parte dei casi non conviene utilizzare tale dispositivo e ci si orienta verso apparecchiature più semplici.

colonna a spruzzo in questo dispositivo, si realizza la dispersione di una corrente liquida (fase discontinua) sotto forma di piccoli getti in una fase gassosa continua che attraversa la colonna dal basso verso l'alto.



colonna a bolle questa volta la corrente liquida rappresenta la fase continua e percorre sempre la colonna dall'alto verso il basso mentre, alla base, viene dispersa la fase gassosa discontinua mediante gorgogliamento attraverso il liquido (si formano, cioè, delle bollicine che attraversano il liquido dal basso verso l'alto).

Entrambi i dispositivi, però, non soddisfano le esigenze di produzione industriale: queste richiedono apparecchiature compatte in cui il rapporto liquido-gas sia piccolo ed inoltre che si operi con un'alta velocità di massa del gas (questo perché, trattando piccole portate di liquido con grosse portate di gas, otteniamo un liquido in cui il componente da trasferire è contenuto in concentrazioni sufficientemente elevate; necessariamente, quindi, conviene operare con alte velocità del gas in modo da ottenere valori accettabili per la sezione della colonna). Le due apparecchiature considerate, in realtà, non possono lavorare con le portate generalmente impiegate nelle operazioni di assorbimento. Si noti, infatti, che nella **colonna a spruzzo** il liquido deve essere disperso sotto forma di minutissime goccioline per cui, onde evitare il trascinarsi delle stesse, è necessario contenere la velocità di passaggio del gas con conseguente aumento della sezione della colonna; nella **colonna a bolle**, invece, il gas deve essere disperso sotto forma di piccolissime bollicine proprio per aumentare la superficie di scambio: ciò determina una portata dispersa per unità di sezione di colonna estremamente bassa e, dovendo trattare una grossa portata gassosa, dovremmo realizzare anche in questo caso una colonna di sezione estremamente elevata.

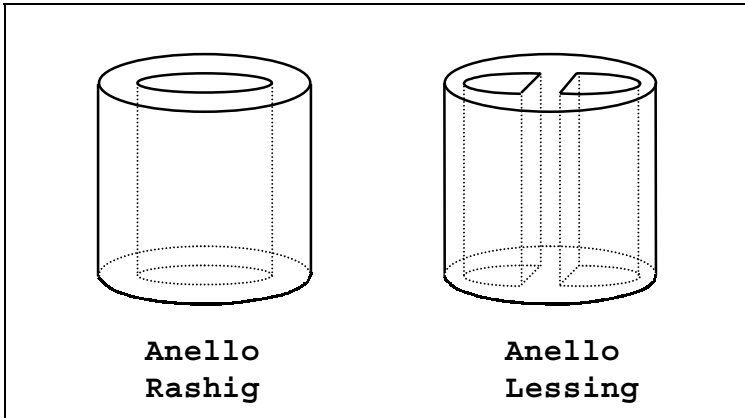
colonna a riempimento questo tipo di apparecchiatura è la più utilizzata per l'operazione di Assorbimento e, per questo motivo, ci riferiremo essenzialmente a tale dispositivo. In una colonna a riempimento sia la fase liquida introdotta dall'alto sia la fase gassosa introdotta dal basso vengono utilizzate in modo continuo; tale colonna, inoltre è caricata con i cosiddetti **Corpi di riempimento** (anche indicati semplicemente come Riempimento della colonna; a tale categoria appartengono gli anelli Rashig, Lessig, a piani diametrali, ad elicoide interno e vari tipi di corpi a sella) costituiti da materiale solido inerte in pezzi e che può essere:

- **Di diversa forma** (sfere, cubetti, cilindretti oppure sagome particolari)
- **Di diverso materiale** (ghiaia, plastica, metallo e ceramiche)
- **Di dimensioni opportune** (dell'ordine di qualche centimetro)

Inoltre, devono rispondere alle seguenti caratteristiche:

- **Elevata superficie bagnabile per unità di volume di riempimento** (in questo modo si vuole ottenere un'elevata superficie specifica di contatto tra le due fasi per accelerare il processo di trasferimento)
- **Elevato valore del volume dei vuoti** (in modo da consentire notevoli portate dei fluidi senza eccessive perdite di carico)
- **Resistenza alla corrosione**
- **Basso peso specifico** (per utilizzare una grande quantità di riempimento senza eccessive complicazioni strutturali per la colonna)
- **Costo contenuto**

Vogliamo sottolineare che, in ogni caso, anche la forma e le modalità con cui viene caricato il riempimento in colonna sono di estrema importanza in quanto, è vero che abbiamo bisogno di un elevato rapporto superficie-volume di riempimento, ma è altresì fondamentale sviluppare la maggior superficie di contatto per unità di volume della colonna. Nella colonna a riempimento, il liquido viene distribuito dall'alto in modo uniforme su tutta la sezione e, quindi, su tutti i pezzi del riempimento; scendendo dall'alto verso il basso viene bagnato tutto il riempimento e si forma un velo liquido



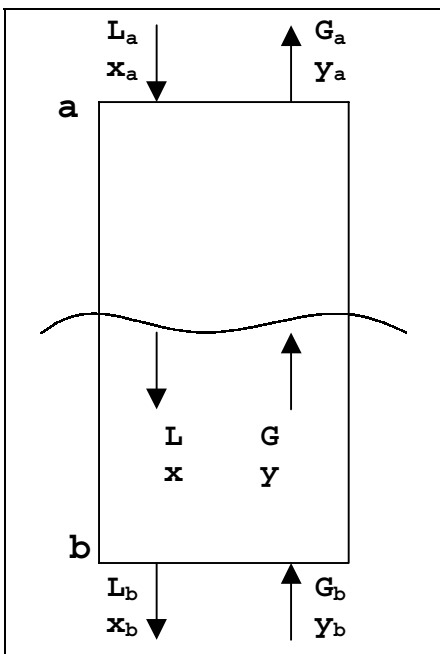
aderente alla superficie dei vari pezzi che lo costituiscono: se la portata del liquido è tale da non affogare completamente la colonna, vi saranno dei percorsi (costituiti dalle intercapedini tra un pezzo e l'altro e dai vuoti presenti sui pezzi stessi) attraverso cui può passare la corrente gassosa. In definitiva, il

liquido cadendo dall'alto si distribuisce e scorre su tutti i pezzi del riempimento senza occupare tutta la colonna ma lasciando degli interstizi vuoti attraverso cui passa il gas: il riempimento funge da supporto per il film liquido e, contemporaneamente, realizza un'elevata superficie specifica di scambio.

Lo studio dell'assorbimento sarà limitato ad operazioni in cui un solo componente viene assorbito in condizioni isoterme; ci riferiremo, quindi, ad operazioni in cui la quantità di calore sviluppata per effetto dell'assorbimento è piccola perché o i calori di soluzione sono trascurabili o le soluzioni da trattare sono diluite e le quantità da trasferire molto piccole.

Gradi di libertà

Consideriamo una generica colonna di assorbimento ed indichiamo con **a** e **b** le sezioni di testa e di coda rispettivamente; supponiamo di alimentare dal basso una corrente gassosa di portata G_b avente



composizione y_b (frazione molare o ponderale) del componente da assorbire mentre dall'altro introduciamo una corrente liquida L_a che, venendo a contatto con il gas, assorbe il componente da trasferire, la cui composizione nel liquido passa dal valore iniziale x_a al valore finale x_b ($x_a < x_b$): ovviamente, varia anche la composizione della corrente gassosa e le portate del liquido e del gas, proprio perché un componente si trasferisce dalla corrente gassosa a quella liquida. E' fondamentale osservare che in una corrente sono presenti molti componenti; in particolare, nella corrente gassosa sono presenti sia sostanze che non vengono assorbite dal liquido (**inerti**) sia sostanze che vengono assorbite dal liquido: in altri termini, i vapori sono costituiti da sostanze

con diversa solubilità ma alcuni componenti, rispetto agli altri, presentano una solubilità maggiore. In queste condizioni e per il processo analizzato, possiamo concludere che, anche se in ogni corrente sono presenti più componenti, ai fini pratici possiamo assumere la presenza di **1 solo inerte** (se non si trasferiscono li possiamo trattare come un unico componente) ed **1 solo componente da trasferire** (la loro solubilità è molto più grande di quella degli inerti per cui presentano lo stesso comportamento). Consideriamo, ora, una sezione della colonna di assorbimento; se indichiamo con

- **L'** portata di inerte nella corrente liquida (cioè tutte le sostanze presenti nel liquido diverse dal componente da trasferire)
- **G'** portata di inerte nella corrente gassosa (cioè tutte le sostanze presenti nel gas con solubilità tale da non essere assorbite nel liquido)

possiamo scrivere che:

$$L = L' + L x$$

$$G = G' + G y$$

Si noti che L' e G' sono costanti lungo tutta la colonna.

Le **variabili** che intervengono in un'operazione di assorbimento sono:

- **4(c+2)** numero di variabili dovute alle 2 correnti in ingresso e alle 2 correnti in uscita; si noti che, per quanto detto in precedenza, si deve porre $c = 2$: tali variabili rappresentano la pressione, la temperatura, la portata e la composizione delle 4 correnti considerate
- **1** variabile dovuta al flusso termico q scambiato con l'ambiente

in definitiva, si ha che

$$N_v = 17$$

Per quanto riguarda i **vincoli** si ha che:

- | | | |
|-------------------|----------|--|
| vincoli inerenti: | 1 | uguaglianza della pressione della corrente liquida e della corrente gassosa in una stessa sezione
$P_L = P_G$ |
| | 3 | uguaglianza della temperatura fra le 4 correnti per la condizione di isotermicità
$T_{Gb} = T_{Lb}; \quad T_{Ga} = T_{La}; \quad T_{Ga} = T_{Gb}$ |

- vincoli di bilancio:
- 1 bilancio di materia sul componente da trasferire

$$G_b y_b + L_a x_a = G_a y_a + L_b x_b$$
 - 1 bilancio di materia sull'inerte lato gas

$$G_b (1-y_b) = G_a (1-y_a)$$
 - 1 bilancio di materia sull'inerte lato liquido (solvente assorbente)

$$L_b (1-x_b) = L_a (1-x_a)$$
 - 1 bilancio termico relativo al flusso scambiato con l'esterno

in definitiva, si ha che

$$N_R = 8$$

Il numero dei gradi di libertà è esprimibile come

$$N_1 = N_V - N_R = 17 - 8 = 9$$

Ovviamente, questi 9 g.d.l. non sono tutti a disposizione del progettista; si noti, infatti, che:

- 1 g.d.l. è impegnato dalle perdite di carico Δp presenti tra le sezioni **a** e **b** della colonna e che dipendono dal tipo e dalle dimensioni della colonna stessa
- 3 g.d.l. sono utilizzati per assegnare portata e composizione della corrente in ingresso (G_b, y_b) e composizione x_a del liquido in ingresso; si noti, infatti, che la composizione x_a è nota in quanto il liquido assorbente o è completamente scarico del componente da trasferire (come nel caso di un'alimentazione sempre fresca) o proviene da un riciclo durante il quale ha subito un opportuno trattamento
- 2 g.d.l. sono utilizzati in quanto, generalmente, viene assegnato anche il **recupero** (abbattimento) del componente desiderato oppure la **purezza** y_a (concentrazione massima) a cui deve essere portato il gas in uscita

Analizziamo, ora, il perché assegnare il recupero o la purezza impegna 2 gradi di libertà.

Recupero Supponiamo di voler recuperare il 95% del componente desiderato dalla corrente gassosa; possiamo dire che nella corrente di gas in uscita ci deve essere solo il 5% per cui possiamo scrivere:

$$G_a y_a = 0.05 G_b y_b$$

Ora, poiché si verifica che:

$$G_b = G' + G_b y_b \quad \Rightarrow \quad G' = G_b (1-y_b)$$

$$G_a = G' + G_a y_a = G_b (1-y_b) + 0.05 G_b y_b$$

in questo modo, essendo noti G_b e y_b , abbiamo ricavato G_a ma è possibile conoscere anche y_a .

Purezza supponiamo che sia assegnata la concentrazione massima y_a del componente desiderato nella corrente gassosa in uscita (molto spesso tale valore è imposto per legge; non si possono scaricare in atmosfera correnti gassose eccedenti certi valori di concentrazione per specifici componenti): dal bilancio di materia sull'inerte si ricava G_a

$$G_a (1-y_a) = G_b (1-y_b)$$

In definitiva, per definire correttamente il problema dell'assorbimento abbiamo impegnato 6 g.d.l. sui 9 g.d.l. a disposizione; restano, quindi, solo **3 gradi di libertà effettivi** da saturare e ciò avviene secondo i seguenti criteri:

- **Temperatura** la condizione di isothermicità fissa un unico valore di temperatura per le 4 correnti; questo non è altro che il valore della temperatura di lavoro della colonna: l'assorbimento è favorito dalle basse temperature ma, d'altra parte, è estremamente costoso ricorrere a cicli frigoriferi, per cui si opera preferenzialmente a temperatura ambiente
- **Pressione** questo tipo di scelta si riduce a quella della pressione in una sezione della colonna (pressione di lavoro); ricordiamo che il processo di assorbimento è favorito dall'alta pressione ma, ovviamente, bisogna sopportare l'onere di più alti costi: se, però, la solubilità del componente desiderato è molto bassa a pressione atmosferica, bisogna necessariamente lavorare sotto pressione (ad esempio, se si vuole assorbire SO_2 in acqua basta lavorare a 2+3atm mentre per assorbire CO_2 in acqua è necessario lavorare a 20+30atm). In tutti gli altri casi conviene lavorare a $p=1atm$

- **Portata L_a del liquido** il terzo grado di libertà viene utilizzato per fissare la portata di solvente assorbente. In questo caso, siamo esposti a scelte contrastanti; si noti, infatti, che se effettivamente l'aumento della portata determina condizioni di trasferimento più favorevoli in quanto la composizione in fase liquida del componente desiderato è più bassa per cui si viene a determinare una maggiore forza spingente, è pur vero che ciò determina una corrente in uscita di portata maggiore e, oltretutto, più diluita con conseguente appesantimento del processo di rigenerazione del solvente e di recupero del soluto. In definitiva, per favorire il processo di assorbimento dovremmo aumentare la portata di liquido L_a mentre, per agevolare a valle il trattamento di rigenerazione e recupero, dovremmo ridurre tale portata; per trovare un compromesso tra queste due opposte esigenze è bene individuare dei limiti: in particolare, è necessario osservare che il valore della portata L_a non può essere scelto piccolo a piacere. Si noti, infatti, che la diminuzione della portata comporta il progressivo aumento della concentrazione in fase liquida e ciò può determinare il raggiungimento, in una certa sezione della colonna, delle condizioni di equilibrio con la fase gassosa: ovviamente ciò è da evitare in quanto si potrebbe scambiare la quantità di soluto voluta solo a patto di avere una colonna di altezza infinita

Un'ultima considerazione riguarda le operazioni di strippaggio: queste, generalmente, sono condotte a pressione atmosferica, ma le temperature di lavoro sono più elevate delle corrispondenti operazioni di assorbimento.

Riassumendo, un problema di assorbimento si pone assegnando:

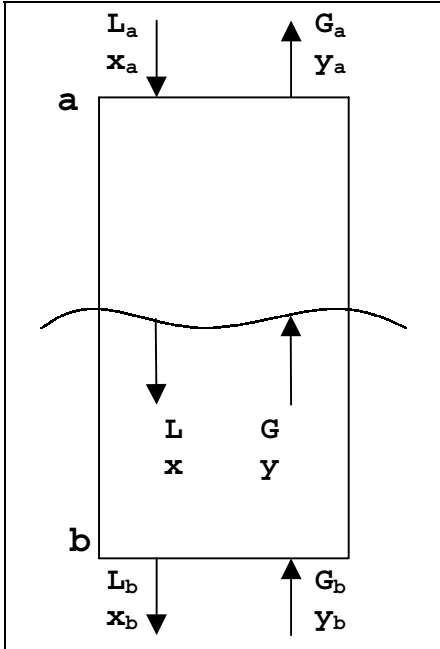
- 1) Portata del gas in ingresso G_b
- 2) Composizione del gas in ingresso y_b
- 3) Composizione del liquido in ingresso x_a
- 4) Recupero o purezza y_a del gas in uscita; ciò, comunque, ci consente di ricavare anche la portata di gas G_a
- 5) Perdite di carico

I tre gradi di libertà effettivi sono saturati con le seguenti scelte

- **Temperatura di lavoro**
- **Pressione di lavoro**
- **Portata L_a del liquido assorbente**

Progetto della Colonna di Assorbimento

Consideriamo una colonna di assorbimento in cui abbiamo in ingresso una corrente gassosa, costituita dal componente da trasferire più l'inerte, ed una corrente liquida contenente tracce del componente da assorbire più l'inerte (supponiamo che il liquido provenga da un riciclo). Il bilancio di materia globale sul componente da trasferire



è espresso dalla relazione:

$$L_a x_a + G_b y_b = L_b x_b + G_a y_a$$

Le condizioni di lavoro si possono ottenere scrivendo il bilancio tra la testa ed una generica sezione della colonna e tra la coda e la generica sezione; infatti, il bilancio globale della colonna pone, poi, in relazione la testa con la coda:

$L_a x_a + G y = L x + G_a y_a$ bilancio di materia sul componente trasferito tra una generica sezione e la testa della colonna

$L x + G_b y_b = L_b x_b + G y$ bilancio di materia sul componente trasferito tra una generica sezione e la base della colonna

Queste due relazioni costituiscono le Equazioni di Lavoro e legano portate e composizioni delle correnti che si incrociano in una certa sezione dell'apparecchiatura (possiamo utilizzare indifferentemente l'una o l'altra); ad esempio, ricavando y dalla prima equazione si ha

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_a}{G} y_a - \frac{L_a}{G} x_a$$

E' necessario sottolineare che le Equazioni di lavoro viste non rappresentano le equazioni di rette: sono delle curve. Ciò si verifica in quanto **le portate di liquido e di gas**, a differenza di quanto visto in Distillazione, **non sono costanti**. In conclusione, nel diagramma x,y in cui è rappresentata la curva di equilibrio, non è presente una retta di lavoro ma una **curva di lavoro** in quanto le portate L e G non sono costanti ma variano sezione per sezione.

Per renderci meglio conto di tale situazione, ricordiamo che una generica corrente può essere espressa come somma di due termini di cui uno rappresenta l'inerte (costituito da quelle sostanze che non si trasferiscono) e l'altro rappresenta il componente da trasferire; in altri termini, possiamo scrivere (una per tutti):

$$G_b = G' + G_b y_b$$

$$G_b = G' / (1 - y_b)$$

Esprimendo in questi termini G , G_a , G_b e L , L_a , L_b si ha che

$$G = \frac{G'}{1-y} \quad G_a = \frac{G'}{1-y_a} \quad L = \frac{L'}{1-x} \quad L_a = \frac{L'}{1-x_a} \quad L_b = \frac{L'}{1-x_b}$$

andando a sostituire tali relazioni nelle due equazioni di lavoro

$$L_a x_a + G y = L x + G_a y_a \quad L' \frac{x_a}{1-x_a} + G' \frac{y}{1-y} = L' \frac{x}{1-x} + G' \frac{y_a}{1-y_a}$$

$$L' \left(\frac{x_a}{1-x_a} - \frac{x}{1-x} \right) = G' \left(\frac{y_a}{1-y_a} - \frac{y}{1-y} \right)$$

$$L x + G_b y_b = L_b x_b + G y \quad L' \frac{x}{1-x} + G' \frac{y_b}{1-y_b} = L' \frac{x_b}{1-x_b} + G' \frac{y}{1-y}$$

$$L' \left(\frac{x}{1-x} - \frac{x_b}{1-x_b} \right) = G' \left(\frac{y}{1-y} - \frac{y_b}{1-y_b} \right)$$

questo modo di esprimere le equazioni di lavoro, dove L' e G' sono le portate di inerte lato liquido e lato gas costanti lungo tutta la colonna, rende ancora più evidente che la relazione intercorrente tra le frazioni molari x e y non è di tipo lineare.

Sorge, a questo punto, il problema di come tracciare tale curva di lavoro; potremmo, ad esempio, tracciarla per punti sul diagramma x, y ma ciò a patto di aver già determinato il valore ottimale della portata liquida L' di inerte. Vi è, comunque, un modo per rendere il problema più semplice; cominciamo con l'osservare che i rapporti

$$X = \frac{x}{1-x} \quad Y = \frac{y}{1-y}$$

rappresentano il rapporto tra il numero di moli del componente da trasferire e il numero di moli di inerte nelle rispettive correnti; possiamo esprimere le equazioni di lavoro come:

$$L'(X_a - X) = G'(Y_a - Y)$$

$$L'(X - X_b) = G'(Y - Y_b)$$

risulta evidente che tali relazioni di lavoro espresse in coordinate X,Y rappresentano l'equazione di una retta; quindi, basterebbe riferirsi a diagrammi X,Y per esprimere tramite una retta le condizioni di lavoro: ovviamente, dovremmo esprimere la curva di equilibrio nelle stesse coordinate.

Si noti che le considerazioni effettuate restano del tutto valide passando dai rapporti molari ai rapporti ponderali.

Se le correnti considerate (liquido e gas) sono diluite, le composizioni x e y possono essere trascurate rispetto all'unità; con tale approssimazione le condizioni di lavoro sono esprimibili attraverso l'equazione di una retta e in particolare si ha:

$$L'(x_a - x) = G'(y_a - y)$$

$$L'(x - x_b) = G'(y - y_b)$$

tale approssimazione (l'aver trascurato x e y rispetto a 1), equivale a considerare le portate in gioco costanti e coincidenti con le portate dei rispettivi inerti.

Riassumendo, quindi, le condizioni di lavoro possono essere espresse tramite una retta quando:

- **Le correnti sono diluite**
- Le correnti non sono diluite ma utilizziamo al posto delle frazioni molari (componente da trasferire su moli totali) i **rapporti molari** (componente da trasferire su moli di inerte)

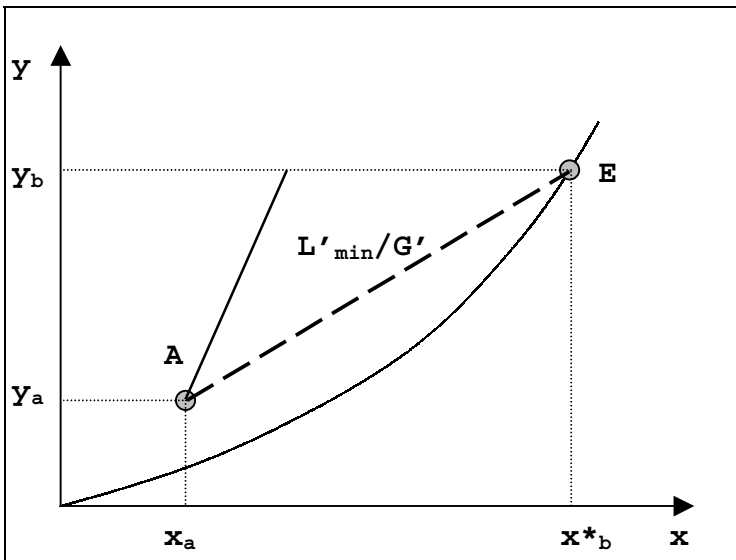
Da questo punto in poi, conviene riferirsi alla prima delle relazioni di lavoro

$$L'(x_a - x) = G'(y_a - y)$$

in quanto vi compaiono le composizioni x_a e y_a delle correnti in testa alla colonna che sono un dato del problema.

Vogliamo determinare, ora, **la portata minima di liquido** che andrà successivamente maggiorata per ottenere l'effettiva retta di lavoro; a tale scopo consideriamo il diagramma x,y (supponiamo, cioè, che le correnti siano diluite, altrimenti, dovremmo considerare un diagramma X,Y oppure una curva di lavoro): osserviamo che la retta di lavoro si deve trovare certamente al di sopra della curva di equilibrio in quanto, per effettuare l'operazione di assorbimento, si deve verificare che $y > y^*$.

Ricordiamo che per tracciare una retta abbiamo bisogno di conoscere due punti oppure un punto e la sua pendenza; della nostra retta di lavoro, conosciamo certamente il punto $A(x_a, y_a)$ in quanto è un dato del problema ma, per il resto, non conosciamo né un altro punto né la sua pendenza L'/G' in quanto L' non è noto: si tenga presente, inoltre, che tale valore è compreso tra un minimo, determinato dal raggiungimento delle condizioni di equilibrio, e un massimo, determinato da una diluizione troppo spinta della corrente liquida (aumentando oltre un certo valore la portata non si ha un grosso incremento della forza spingente e si rende più oneroso il successivo trattamento del liquido per la rigenerazione del solvente e per il recupero del componente desiderato). Per individuare il valore minimo



della portata di liquido L'_{\min} , si deve tener presente che, dai dati del problema, oltre al punto $A(x_a, y_a)$ è noto anche il valore y_b ; l'intersezione con la curva di equilibrio ci consente di individuare il punto $E(x^*_b, y_b)$ rappresentativo di un'ipotetica condizione di equilibrio nella sezione di coda della colonna: imporre il passaggio della retta di lavoro per il punto E, significa imporre un certo valore alla pendenza della

retta il che ci consente, infine, di determinare il valore L'_{\min} . In altri termini, al diminuire della portata L' la pendenza della retta diminuisce con conseguente avvicinamento delle condizioni di lavoro a quelle di equilibrio; procedendo in questo modo, la retta di lavoro interseca la curva di equilibrio nel punto E rappresentativo delle condizioni di equilibrio nella sezione di coda della colonna: tramite la pendenza della retta di lavoro, quindi, siamo in grado di determinare il valore minimo della portata di liquido L'_{\min} .

Si noti che, oltre alla costruzione grafica vista, per la determinazione di L'_{\min} si può anche seguire un procedimento analitico; è sufficiente, infatti, scrivere l'equazione di bilancio globale sul componente da trasferire in funzione delle portate di inerte, ponendo $x_b = x^*_b$ (concentrazione di equilibrio a y_b)

$$L'_{\min} \left(\frac{x_a}{1-x_a} - \frac{x^*_b}{1-x^*_b} \right) = G' \left(\frac{y_a}{1-y_a} - \frac{y_b}{1-y_b} \right)$$

in ogni caso, nelle ipotesi viste, conviene seguire la via grafica.

Una volta individuato il valore L'_{\min} vi è la necessità di maggiorarlo, in modo tale da individuare un valore soddisfacente L' che tenga conto delle nostre due contrastanti esigenze:

- Operare con alti valori di forza spingente
- Limitare l'incremento della portata L' per non rendere oneroso il processo di rigenerazione del solvente ed il recupero dell'assorbito

Vogliamo sottolineare come il valore L'_{\min} nelle operazioni di assorbimento trovi corrispondenza, in distillazione, nel rapporto di riflusso minimo R_{\min} in quanto anche L'_{\min} è la base di riferimento per determinare l'effettivo valore operativo del rapporto L'/G' .

È necessario ribadire che per $L' = L'_{\min}$ il processo di assorbimento voluto si realizza, in teoria, solo utilizzando una colonna di altezza infinita.

Il problema della maggiorazione del valore della portata L'_{\min} , in realtà, non è così stringente come nel caso della distillazione; si noti, infatti, che vi è un ampio spazio per l'incremento di L'_{\min} senza che questo venga ad incidere in modo sostanziale sul costo unitario dell'operazione: in altri termini, le variazioni della portata liquida incidono poco sulle dimensioni trasversali della colonna in quanto, queste, sono essenzialmente dipendenti dalla portata della corrente gassosa.

In definitiva, poiché l'operazione di assorbimento è meno onerosa rispetto alla distillazione (perciò di minore incidenza nel quadro economico di un processo) ed inoltre il minimo della funzione costo-portata di liquido risulta essere ancora più appiattito rispetto al caso della distillazione, il campo dei valori ottimali è più ampio e si ha che:

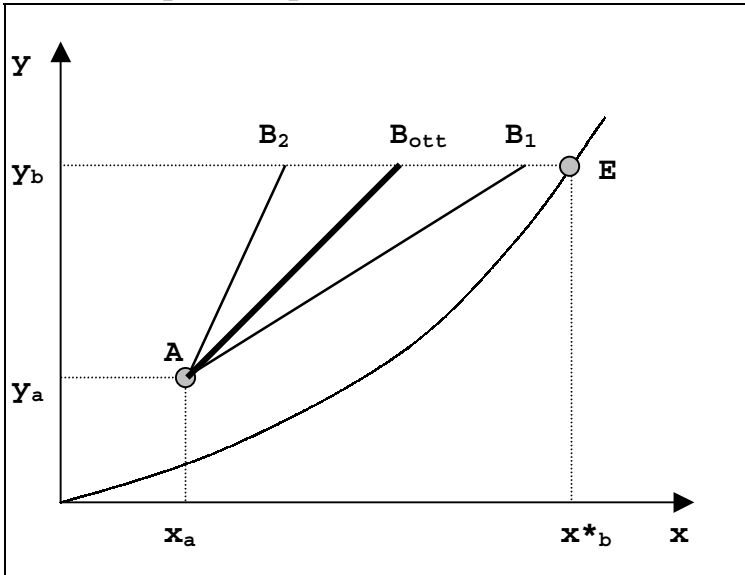
$$L'_{\text{ott}} = 2+4 L'_{\min}$$

Un criterio pratico di scelta, congruente con i limiti appena visti, è quello di aumentare L'_{\min} in modo tale da rendere la retta di lavoro all'incirca parallela alla curva di equilibrio, in modo da assicurare, lungo la colonna, una forza spingente costante.

Si noti, però, che tale criterio cade in difetto se la purificazione del gas deve essere molto spinta, perché all'estremità superiore della colonna la forza spingente è comunque molto piccola e non sarebbe certo conveniente, da un punto di vista economico, mantenerla tale per tutta l'altezza della colonna; è anche vero, però, che nel caso di purificazioni molto spinte o totali è preferibile ricorrere ad assorbimenti con reazione oppure a processi misti, cioè con assorbimento con reazione in serie ad un assorbimento fisico

Vediamo, ora, perché è opportuno mantenere la forza spingente costante, cioè scegliere L' in modo da rendere la retta di lavoro all'incirca parallela alla curva di equilibrio.

Consideriamo la retta di lavoro AB_1 ; in questo caso non abbiamo aumentato molto il valore L'_{min} con il risultato che la retta risulta essere molto accostata alla curva di equilibrio in prossimità della sezione di coda: ciò implica una marcata diminuzione della forza spingente proprio in prossimità della sezione terminale. Questa condizione non è certamente auspicabile in quanto, se in una certa zona della colonna vi è, ad esempio, una forza spingente pari alla metà di quella presente nel resto della colonna, per realizzare lo



scambio della stessa quantità di materia è necessaria, in quella zona, un'altezza di riempimento doppia: in altri termini, l'altezza del riempimento è fortemente dipendente dalle zone caratterizzate da una marcata diminuzione della forza spingente. A questo punto, potremmo pensare di trascurare le implicazioni dovute al processo di rigenerazione e recupero da eseguire a valle del processo di assorbimento ed aumentare,

quindi, in modo sostanziale il valore L'_{min} in modo da ottenere la retta di lavoro AB_2 ; tale scelta determina, certamente, un aumento dei valori di forza spingente nella zona di coda della colonna ma nella zona di testa, poiché siamo inchiodati dai dati del problema che fissano il punto $A(x_a, y_a)$, le condizioni di scambio non presentano un miglioramento tale da giustificare questo tipo di scelta: in altri termini, un grosso incremento della portata liquida non favorisce molto l'operazione di assorbimento ma rende certamente più oneroso il processo successivo di rigenerazione del solvente e di recupero del componente desiderato.

Supponiamo di dover realizzare un'operazione di assorbimento molto spinta raggiungendo, al limite, le condizioni di equilibrio; ciò significa che la retta di lavoro, soprattutto nella zona di coda, è molto accostata alla curva di equilibrio (basse forze spingenti): in questo caso, mantenere la retta di lavoro parallela alla curva di equilibrio, significa operare in tutta la colonna con forze spingenti molto esigue, con notevole incremento dell'altezza della colonna. Convieni, quindi, operare con basse forze spingenti solo nella zona di necessità mentre, nelle altre, conviene distanziare la retta di lavoro dalla curva di equilibrio.

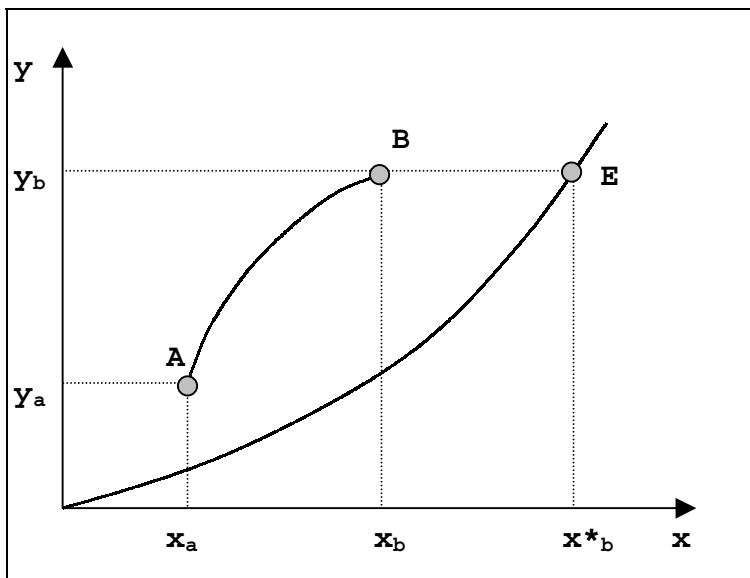
In definitiva, conviene mantenere la retta di lavoro all'incirca parallela alla curva di equilibrio a meno che nella sezione di coda della colonna la forza spingente non sia così esigua che mantenere tale valore in tutta la colonna determinerebbe un'altezza eccessiva della stessa.

Abbiamo visto che le condizioni di lavoro sono rappresentabili tramite una retta se si opera in condizioni di diluizione oppure se utilizziamo i rapporti molari o ponderali X, Y ; nel caso in cui non si operi in condizioni di diluizione e, nonostante ciò, si vuole continuare ad utilizzare il piano x, y è possibile procedere quasi nello stesso modo. La portata minima di liquido L'_{min} viene calcolata analiticamente a partire dal bilancio globale imponendo $x_b = x^*_b$; otteniamo la seguente relazione:

$$(*) \quad L'_{min} \left(\frac{x_a}{1-x_a} - \frac{x^*_b}{1-x^*_b} \right) = G' \left(\frac{y_a}{1-y_a} - \frac{y_b}{1-y_b} \right)$$

una volta calcolato L'_{min} , il valore ottimale della portata liquida sarà esprimibile come

$$L'_{ott} = 2+4 L'_{min}$$



per cui non resta altro che tracciare per punti la curva di lavoro secondo la relazione

$$L'_{ott} \left(\frac{x_a}{1-x_a} - \frac{x}{1-x} \right) = G' \left(\frac{y_a}{1-y_a} - \frac{y}{1-y} \right)$$

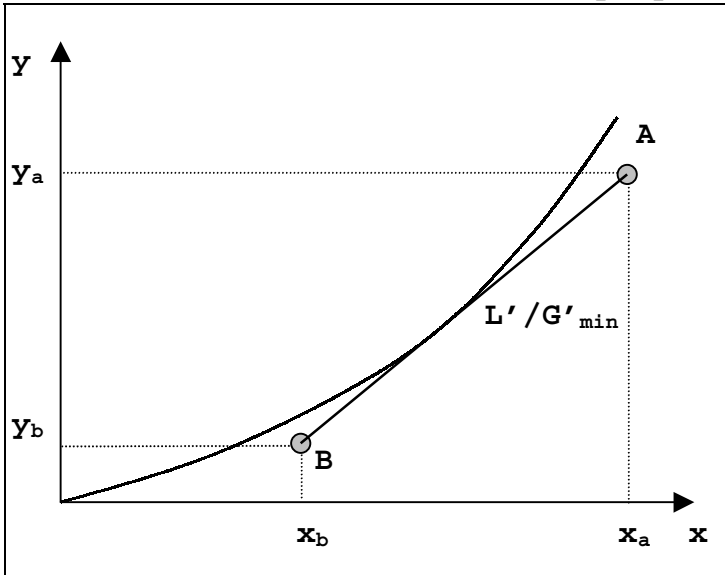
assegnando un valore x e calcolando il rispettivo valore y (o viceversa).

In definitiva, si deve tener presente che:

- Le condizioni di lavoro sono rappresentate da una retta se utilizziamo le coordinate X, Y (rapporti molari o ponderali)
- Le condizioni di lavoro possono essere rappresentate, in prima approssimazione, da una retta in coordinate x, y (frazioni molari) se operiamo in condizioni di diluizione
- Nel caso in cui le correnti non siano diluite e si voglia continuare ad operare in coordinate x, y (frazioni molari), possiamo individuare il valore L'_{min} tramite la relazione (*); una volta maggiorato tale valore in modo opportuno, individuiamo il valore ottimizzato della portata del liquido L'_{ott} e possiamo costruire la curva di lavoro per punti tramite la relazione

$$L'_{ott} \left(\frac{x_a}{1-x_a} - \frac{x}{1-x} \right) = G' \left(\frac{y_a}{1-y_a} - \frac{y}{1-y} \right)$$

E' necessario sottolineare, inoltre, che nelle **operazioni di Assorbimento** la condizione di equilibrio si verifica usualmente nella sezione di base della colonna; proprio perché la curva di equilibrio presenta la concavità verso l'alto, nelle **operazioni di strippaggio** la sezione in cui usualmente si raggiungono le condizioni di equilibrio è una sezione intermedia della colonna: ricordiamo, in ultima analisi, che nel desorbimento la scelta riguarda la portata di gas G' che presenta un limite inferiore indicato con G'_{min} (in figura è illustrata la costruzione per la valutazione di G'_{min} a cui corrisponde il massimo valore ammissibile per la pendenza).



presente la concavità verso l'alto, nelle **operazioni di strippaggio** la sezione in cui usualmente si raggiungono le condizioni di equilibrio è una sezione intermedia della colonna: ricordiamo, in ultima analisi, che nel desorbimento la scelta riguarda la portata di gas G' che presenta un limite inferiore indicato con G'_{min} (in figura è illustrata la costruzione per la valutazione di G'_{min} a cui corrisponde il massimo valore ammissibile per la pendenza).

Modello del Doppio Film

Ricordiamo che, per quanto riguarda le colonne a riempimento, anche se le condizioni di scambio non sono analizzabili secondo la effettiva fenomenologia, è possibile schematizzarle attraverso il **Modello del Doppio Film** utile per la valutazione quantitativa dello scambio di materia e, quindi, dell'altezza di riempimento.

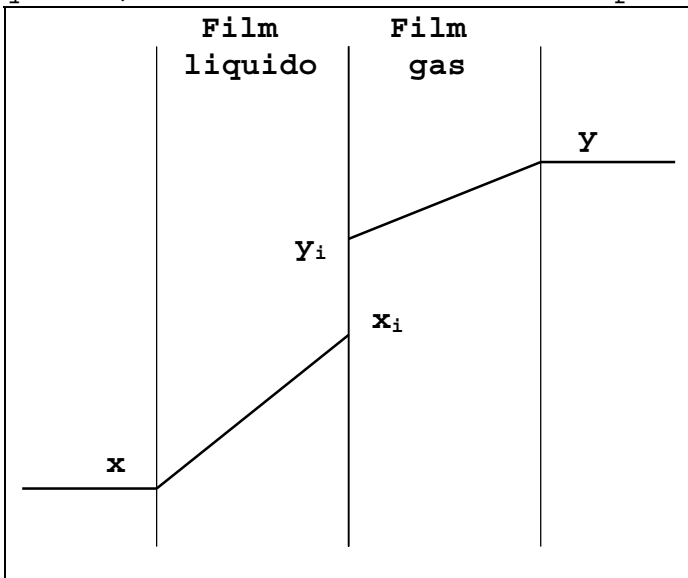
La colonna contiene pezzi di riempimento caricati, generalmente, alla rinfusa e lambiti da un velo liquido a sua volta a contatto con il gas; il liquido scorre sul pezzo di riempimento e l'effettiva condizione di scambio consiste nella penetrazione del componente gassoso nella fase liquida: si sviluppa, quindi, un profilo di concentrazione per ogni sezione del velo liquido. Giunto all'estremità del pezzo di riempimento, il liquido cade sul pezzo inferiore sul quale riprende a scorrere; in definitiva, passando da un elemento all'altro del riempimento, il liquido incontra altro liquido proveniente da percorsi differenti e si miscela con esso: a causa di tali miscele, si viene a determinare un appiattimento del profilo di concentrazione (cioè, il liquido presenta in ogni punto la stessa concentrazione).

Il processo di scambio nella fase liquida si compone pertanto di due fasi: una di diffusione e una di mescolamento.

Tenendo presente, però, che le dimensioni dei pezzi di riempimento sono dell'ordine dei centimetri, mentre la colonna (riempita con tali pezzi) raggiunge anche un'altezza di 10m, è facile dedurre che il numero di miscele che si verificano lungo la colonna è molto elevato, tanto da poter pensare che il fenomeno della miscelazione è praticamente continuo.

Per la fase gassosa sussistono considerazioni del tutto analoghe; in questo caso i rimescolamenti sono indotti da frequenti impatti e deviazioni imposti dalle discontinuità dei pezzi di riempimento.

Il Modello del Doppio Film non rappresenta esattamente il fenomeno fisico, ma schematizza nel loro insieme i fenomeni che si svolgono nella colonna; tale modello ipotizza condizioni di moto turbolento sia per il liquido sia per il gas che si muovono in controcorrente lungo tutta la colonna: la resistenza allo scambio è concentrata, quindi, in due sottili film nei pressi dell'interfaccia liquido-gas.



L'andamento della concentrazione in una sezione generica della colonna è riportato in figura; x_i e y_i sono i valori di equilibrio all'interfaccia (dove la resistenza è nulla), mentre x e y rappresentano le concentrazioni nella massa liquida ed in quella gassosa. Per quanto riguarda l'estensione della superficie di contatto (rappresentata dall'interfaccia liquido-gas) si intuisce che questa è in stretta relazione con la superficie del riempimento ma non coincide con essa; si noti, infatti, che alcuni pezzi del riempimento potrebbero essere completamente sommersi dal liquido mentre altri potrebbero restare del tutto o parzialmente non bagnati: è chiaro, quindi, come la superficie specifica di scambio (superficie per unità di volume di colonna) dipende dalla superficie specifica del riempimento senza peraltro coincidere con essa. Riassumendo:

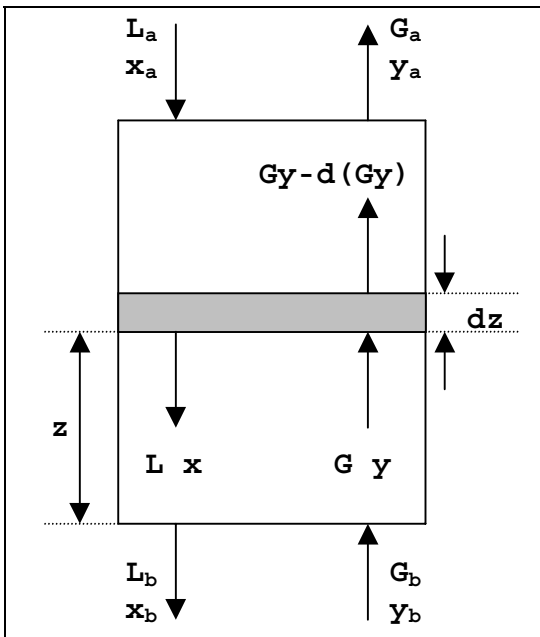
essendo; si noti, infatti, che alcuni pezzi del riempimento potrebbero essere completamente sommersi dal liquido mentre altri potrebbero restare del tutto o parzialmente non bagnati: è chiaro, quindi, come la superficie specifica di scambio (superficie per unità di volume di colonna) dipende dalla superficie specifica del riempimento senza peraltro coincidere con essa. Riassumendo:

- 1) Il Modello del Doppio Film assume che la resistenza sia concentrata nel Film liquido e nel Film gassoso, mentre l'intera massa liquida e gassosa risultano completamente miscelate in modo tale che le rispettive concentrazioni x e y si possano ritenere costanti
- 2) I gradienti di concentrazione, quindi, sono presenti solo nei due film mentre all'interfaccia non è presente alcuna resistenza per cui x_i e y_i sono i valori di equilibrio; la forza spingente a disposizione viene spesa per superare le resistenze presenti nei due film: in particolare, la forza spingente lato gas è esprimibile come $y - y_i$ mentre la forza spingente lato liquido è esprimibile come $x_i - x$
- 3) Il gradino presente all'interfaccia, rappresentato dalla discontinuità dei valori x_i e y_i di equilibrio, deriva dall'aver espresso la forza spingente attraverso le frazioni molari di cui y è quella valida lato gas mentre x è quella valida lato liquido

Calcolo dell'altezza di riempimento

L'altezza di una colonna di assorbimento è costituita dall'altezza della parte in cui si realizza il processo vero e proprio di trasferimento di materia (alla quale ci riferiremo) e dall'altezza relativa alle sezioni di disimpegno e di servizio all'estremità della colonna: in definitiva, vogliamo calcolare l'altezza del riempimento e, a tale scopo, utilizzeremo il Modello a Doppio Film.

Consideriamo una generica colonna e, ad un'altezza z dalla base, un



elemento di altezza infinitesima dz ; se indichiamo con S la sezione della colonna, tale elemento avrà un volume pari a $S dz$. Poiché ci riferiamo ad un modello essenzialmente monodirezionale in cui le condizioni di scambio non variano lungo la sezione ma variano lungo l'altezza della colonna, possiamo ritenere che le condizioni di scambio all'interno del volumetto $S dz$ siano uniformi cioè dipendano dalle sole concentrazioni x e y delle correnti che, incrociandosi, attraversano l'elementino di volume considerato.

Vogliamo valutare nell'elementino di volume $S dz$ la quantità di soluto che viene trasferita dal gas al liquido; ricordiamo che la curva rappresentativa

delle condizioni di lavoro si deve trovare al di sopra della curva di equilibrio: solo in queste ipotesi, infatti, esiste una forza spingente in grado di promuovere lo scambio dalla fase gas a quella liquida (assorbimento).

Prima di procedere, è bene osservare che, in questo caso, le resistenze presenti nei due film non rappresentano altro che due resistenze in serie.

Il flusso può essere espresso attraverso:

- Forza spingente lato liquido ma bisogna utilizzare la resistenza lato liquido
- Forza spingente lato gas utilizzando la resistenza lato gas
- Forza spingente globale a patto di utilizzare la resistenza globale

Indicando con a la superficie specifica di scambio (superficie di contatto per unità di volume), possiamo esprimere il numero di moli dN scambiate per unità di tempo nell'elementino di volume $S dz$ come:

$$dN = K_y a S dz (y - y_i) \quad \text{per il film gassoso}$$

dove K_y coefficiente di trasporto lato gas
 $y - y_i$ forza spingente lato gas

$$dN = K_x a S dz (x_i - x) \quad \text{per il film liquido}$$

dove K_x coefficiente di trasporto lato liquido
 $x_i - x$ forza spingente lato liquido

Lo stesso numero di moli dN può essere espresso, considerando le due resistenze in serie, attraverso una **forza spingente globale**; si noti, però, che in termini di forza spingente le grandezze x e y non sono omogenee: **in fase gas, la forza spingente globale deve essere espressa come $y - y^*$** dove y^* è la concentrazione lato gas di ipotetico equilibrio al liquido di composizione x mentre, **in fase liquida, la forza spingente globale deve essere espressa come $x^* - x$** dove x^* è la concentrazione lato liquido di ipotetico equilibrio al gas di composizione y . In definitiva, possiamo scrivere che:

$$dN = K_y a S dz (y - y^*)$$

dove K_y coefficiente globale di scambio riferito alla forza spingente globale espressa in termini di concentrazioni lato gas

$$dN = K_x a S dz (x^* - x)$$

dove K_x coefficiente globale di scambio riferito alla forza spingente globale espressa in termini di concentrazioni lato liquido

Vogliamo sottolineare che le 4 relazioni viste rappresentano i vari modi possibili per esprimere la velocità di scambio di materia; tali relazioni non sono indipendenti fra loro, in quanto le due relazioni in cui compaiono i coefficienti globali risultano essere combinazione delle prime due relazioni viste e che sono tra loro indipendenti.

È necessario, quindi, vedere come è possibile esprimere le resistenze globali in funzione delle resistenze presenti nei due film. A tal proposito, osserviamo che **le relazioni di equilibrio** si possono esprimere come segue:

$$y_i = m x_i$$

$$y = m x^*$$

$$y^* = m x$$

dalle prime due relazioni sulla velocità di scambio si ha che:

$$y - y_i = \frac{dN}{\kappa_y a S dz} \qquad x_i - x = \frac{dN}{\kappa_x a S dz}$$

se esprimiamo x_i e x utilizzando i rispettivi valori di equilibrio possiamo scrivere che:

$$x_i - x = \frac{dN}{\kappa_x a S dz} \implies y_i - y^* = m \frac{dN}{\kappa_x a S dz}$$

in definitiva, abbiamo ottenuto le seguenti due relazioni:

$$y - y_i = \frac{dN}{\kappa_y a S dz} \qquad y_i - y^* = m \frac{dN}{\kappa_x a S dz}$$

sommando membro a membro queste due relazioni espresse in termini della concentrazione lato gas, otteniamo:

$$y - y^* = \frac{dN}{\kappa_y a S dz} + \frac{m dN}{\kappa_x a S dz} = \frac{dN}{S dz} \left(\frac{1}{\kappa_y a} + \frac{m}{\kappa_x a} \right)$$

ricordiamo, però, che utilizzando il coefficiente di scambio globale abbiamo visto che:

$$dN = K_y a S dz (y - y^*) \implies y - y^* = \frac{dN}{K_y a S dz}$$

confrontando queste ultime due relazioni che esprimono la forza spingente globale $y - y^*$, possiamo concludere che:

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{\kappa_y a} + \frac{m}{\kappa_x a}$$

Analogamente, esprimendo y e y_i attraverso i rispettivi valori di equilibrio si ottiene la relazione:

$$\frac{1}{K_x a} = \frac{1}{m \kappa_y a} + \frac{1}{\kappa_x a}$$

Con riferimento a queste relazioni è necessario sottolineare che:

- Tali risultati, trattandosi di resistenze in serie, già li conoscevamo: la resistenza globale (inverso del coefficiente globale) è pari alla somma delle singole resistenze (cioè quella relativa al film liquido e quella relativa al film gassoso)
- Il fattore m , derivante dalle relazioni di equilibrio, serve per rendere omogenee tra loro le resistenze; ad esempio, la resistenza globale $1/K_y a$ con riferimento a concentrazioni in fase gassosa è uguale alla somma delle singole resistenze $1/\kappa_y a$ e $m/\kappa_x a$ in fase gassosa e liquida disposte in serie: m è il coefficiente di passaggio che ci consente di esprimere unità di concentrazione in fase liquida in unità in fase gassosa
- La superficie specifica di scambio a è stata conservata in ogni termine in quanto non è possibile distinguere tale valore dai coefficienti di scambio; sperimentalmente, infatti, è possibile determinare solo il loro prodotto: la superficie specifica di scambio a è funzione della forma, delle dimensioni, della modalità d'impilaggio (ordinato, casuale, ecc..) ed inoltre vi possono essere pezzi completamente immersi nel liquido mentre altri completamente asciutti, per cui tale valore non può proprio essere valutato

Osserviamo, ora, come è possibile valutare l'altezza di riempimento della colonna utilizzando una qualsiasi delle 4 relazioni viste per la velocità di scambio di materia.

Riferiamoci, ad esempio, alla relazione:

$$dN = \kappa_y a S dz (y - y_i)$$

ricordiamo che dN rappresenta il numero di moli del componente che si trasferisce dal gas al liquido nell'elementino di volume $S dz$; poiché dN coincide con la variazione del numero di moli della fase gassosa, possiamo scrivere che:

$$dN = -d(Gy)$$

in altri termini, questa rappresenta la diminuzione del numero di moli del componente che viene assorbito nel liquido durante il passaggio del gas dalla sezione z alla sezione $z+dz$; poiché, come abbiamo visto, la portata G in una sezione può essere espressa attraverso la portata di inerte e cioè

$$G' = G (1-y) \qquad G = \frac{G'}{1-y}$$

Si ha che:

$$dN = -d(Gy) = -G' d\left(\frac{y}{1-y}\right)$$

$$d\left(\frac{y}{1-y}\right) = \frac{1-y+y}{(1-y)^2} dy = \frac{1}{(1-y)^2} dy$$

per cui

$$dN = -d(Gy) = -G' d\left(\frac{y}{1-y}\right) = -\frac{G'}{(1-y)^2} dy = -\frac{G}{1-y} dy$$

$$dN = -\frac{G}{1-y} dy$$

a questo punto, uguagliando le due espressioni di dN valide per la fase gas, possiamo scrivere che

$$-\frac{G}{1-y} dy = \kappa_y a S dz (y - y_i)$$

separando le variabili

$$dz = -\frac{G}{S \kappa_y a} \frac{dy}{(1-y)(y - y_i)}$$

per ottenere l'altezza della colonna, non ci resta altro che integrare tale espressione; prima di procedere, però, è necessario osservare che:

- Il rapporto G/S non rappresenta altro che la velocità di massa del gas; in generale, poiché la portata di gas G varia sezione per sezione, la velocità di massa non è costante.
- Consideriamo, ora, il termine $G/S \kappa_y a$; abbiamo detto che G varia lungo l'apparecchiatura a causa del trasferimento di un componente e che G/S rappresenta la velocità di massa: si noti, però, che a denominatore è presente il coefficiente $\kappa_y a$ che presenta una dipendenza secondo la potenza 0.8 dalla velocità di massa G/S. In definitiva, le variazioni della velocità di massa del gas lungo la colonna sono compensate dalle variazioni di $\kappa_y a$; inoltre, operando con soluzioni diluite le variazioni di G e, quindi, della velocità di massa sono comunque limitate: in definitiva, possiamo ritenere il termine $G/S \kappa_y a$ costante nella maggior parte dei casi. Se ciò non si dovesse verificare a causa delle forti variazioni di tale termine lungo la colonna, è possibile considerare la media dei valori calcolati nelle sezioni di testa e di coda.

Integrando, otteniamo che

$$z = \int_0^z dz = -\frac{G}{S\kappa_y a} \int_{y_b}^{y_a} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} = \frac{G}{S\kappa_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)}$$

tale equazione fornisce l'altezza della colonna come prodotto di due termini:

$$1) \quad H_y = \frac{G}{S\kappa_y a}$$

questo termine prende il nome di **Altezza unitaria di scambio**, in quanto dipende dalle modalità di scambio (a loro volta condizionate dalla fluidodinamica del sistema). Il suo significato è ovvio nel caso in cui il valore dell'integrale sia unitario: in questo caso, rappresenta la quantità di contatto necessaria per produrre l'arricchimento di una fase in quantità uguale alla forza motrice nella stessa fase

$$2) \quad N_y = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)}$$

questo termine prende il nome di **Numero di altezze unitarie di scambio** in quanto dipende, per un assegnato sistema, da quanto spinto è lo scambio: è una grandezza adimensionale

In conclusione, l'altezza della colonna di assorbimento è esprimibile come segue:

$$z = \frac{G}{S\kappa_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} = H_y N_y$$

Si noti che esprimendo dN non in termini di moli perse dalla corrente gassosa ma in termini di moli acquisite dalla corrente liquida, si ottiene che:

$$dN = d(Lx) = L' d\left(\frac{x}{1-x}\right) = \frac{L'}{(1-x)^2} dx = L \frac{dx}{1-x}$$

ricordando, inoltre, che

$$dN = \kappa_x a S dz (x_i - x)$$

possiamo scrivere

$$L \frac{dx}{1-x} = \kappa_x a S dz (x_i - x)$$

separando le variabili ed integrando, otteniamo:

$$z = \frac{L}{S \kappa_x a} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i - x)}$$

In definitiva, utilizzando le 2 relazioni viste, che esprimono dN o in termini di moli perse dalla corrente gassosa o in termini di moli acquisite dalla corrente liquida, e le 4 relazioni sulla velocità di scambio di materia, otteniamo le seguenti 4 relazioni tutte in grado di fornire l'altezza z della colonna:

$$1) \quad z = \frac{G}{S \kappa_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y - y_i)} = H_y N_y$$

$$2) \quad z = \frac{L}{S \kappa_x a} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i - x)} = H_x N_x$$

$$3) \quad z = \frac{L}{S \kappa_x a} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x^* - x)} = H_{ox} N_{ox}$$

$$4) \quad z = \frac{G}{S \kappa_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y - y^*)} = H_{oy} N_{oy}$$

Gli indici **x** e **y** utilizzati per H e N distinguono le concentrazioni in fase liquida e gassosa alle quali ci si è riferiti; l'indice **o** (iniziale di "overall") ricorda che le equazioni di scambio sono scritte con riferimento alla forza spingente globale.

Si noti, inoltre, che le altezze unitarie di scambio non sono indipendenti tra loro, ma soddisfano delle relazioni derivabili dalle relazioni prima viste sulle resistenze in serie.

È importante sottolineare che si ottengono equazioni del tutto analoghe a quelle appena viste esprimendo le concentrazioni in termini di rapporti molari X,Y(moli di componente trasferito su moli di inerte).

Le relazioni (1)+(4) sono tra loro perfettamente equivalenti e si possono utilizzare indifferentemente per il calcolo dell'altezza del riempimento di una colonna; potrebbe sembrare che, in ogni caso, è più conveniente utilizzare la (1) in quanto si ha la necessità di conoscere solo $K_y a$, oppure la (2) in quanto si ha la necessità di conoscere solo $K_x a$ mentre per utilizzare la (3) e la (4) abbiamo bisogno di conoscere K_x e K_y , quindi, in ultima analisi **entrambi** i valori $K_y a$ e $K_x a$: ovviamente, tutto ciò non ha senso in quanto, ad esempio, è vero che nella (1) compare esplicitamente il termine $K_y a$ ma è necessario tener presente che il termine $K_x a$ è implicitamente contenuto nel valore della concentrazione y_i .

Si noti che la situazione varia leggermente quando una delle resistenze è trascurabile rispetto all'altra; anche se ognuna delle 4 relazioni continua ad essere valida, una sola è, in pratica, utilizzabile per il calcolo dell'altezza di riempimento. Supponiamo che il coefficiente di scambio in fase liquida K_x sia estremamente elevato: ciò implica che la resistenza in fase liquida è trascurabile (cioè la resistenza è concentrata nel film gassoso; quanto descritto si può verificare quando il componente assorbito reagisce immediatamente e, quindi, la sua concentrazione in fase liquida è ovunque nulla). In sintesi, si verifica che:

$$\begin{array}{l} K_x a \longrightarrow \infty \qquad \qquad x_i \longrightarrow x \\ K_y a \text{ ha un valore finito} \end{array}$$

alla luce di queste considerazioni, possiamo concludere che l'unica relazione che conviene utilizzare è la (1)

$$z = \frac{G}{S K_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)}$$

si noti, infatti, che la relazione (2)

$$z = \frac{L}{S K_x a} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i-x)}$$

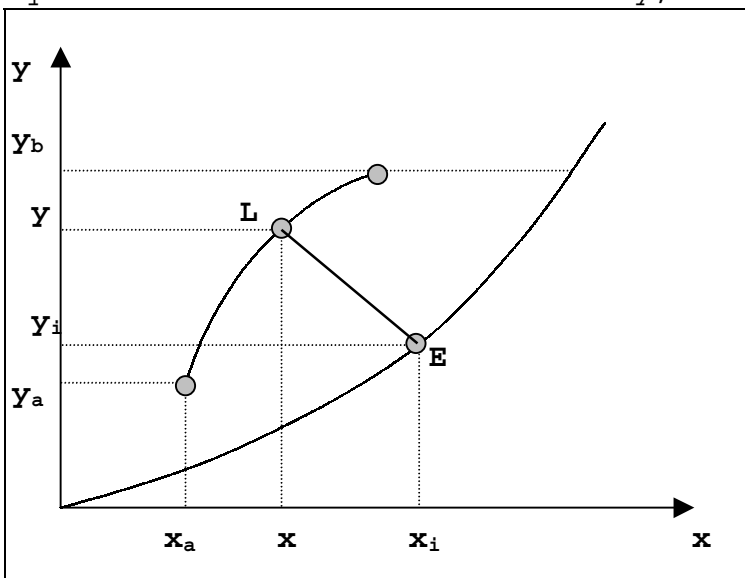
pur continuando ad essere valida, presenta una forma indeterminata in quanto $K_x a \longrightarrow \infty$ mentre $x_i \longrightarrow x$ per cui non è di nessuna utilità pratica. Per quanto riguarda le relazioni espresse tramite i coefficienti di scambio globale, basta osservare che la relazione (4) viene praticamente a coincidere con la relazione (1).

Se si verifica che il coefficiente di scambio in fase gas K_y è estremamente elevato (cioè, la resistenza in fase gas è trascurabile) si possono effettuare considerazioni del tutto analoghe a quelle appena viste.

Vediamo, ora, come è possibile valutare in pratica l'altezza z di riempimento da una delle 4 relazioni viste; supponiamo di utilizzare la (1): abbiamo bisogno di valutare H_y (altezza unitaria di trasferimento) e N_y (numero di altezze unitarie di trasferimento).

Per quanto riguarda H_y , abbiamo detto che tale valore si può ritenere costante per cui è possibile valutarlo con riferimento ad una precisa sezione, ad esempio, la sezione b di ingresso della corrente gassosa; in questo modo, conosciamo la portata G in quanto è certamente un dato del problema di assorbimento e riteniamo, inoltre, di conoscere già il valore della sezione S della colonna (specificheremo in seguito come si determina): il termine $K_y a$, lo riteniamo noto oppure effettuiamo delle ipotesi utili per la sua valutazione.

Per quanto riguarda N_y , non ci resta che valutare l'integrale; generalmente ciò viene realizzato utilizzando un metodo grafico (cioè andando a diagrammare la funzione integranda $1/(1-y)(y-y_i)$ in funzione di y tra y_a e y_b): a tale scopo occorre riferirsi al diagramma x,y in cui sono riportate la curva di lavoro e la curva di equilibrio. Fissato un valore y , attraverso l'intersezione con la



curva di lavoro riusciamo ad individuare il corrispondente valore x : tale coppia di valori sono individuati dal punto $L(x,y)$ sulla curva di lavoro. E' necessario, a questo punto, individuare i corrispondenti valori di equilibrio; riferiamoci, quindi, alle seguenti relazioni:

$$dN = K_y a S dz (y - y_i)$$

$$dN = K_x a S dz (x_i - x)$$

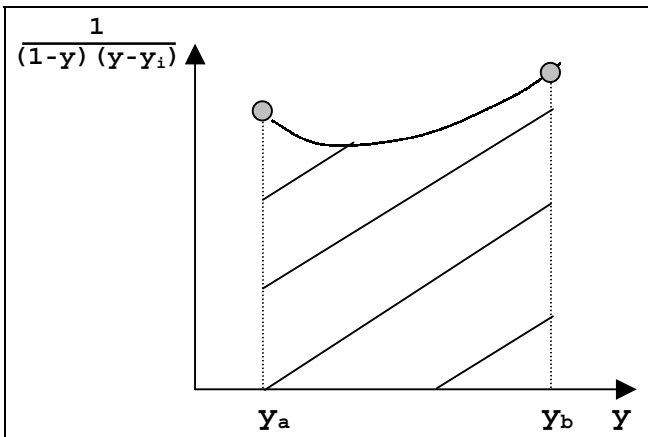
dividendo membro a membro, otteniamo che

$$5) \quad \frac{x - x_i}{y - y_i} = - \frac{K_y a}{K_x a}$$

questa rappresenta l'equazione di una retta passante per il punto $E(x_i, y_i)$ di coefficiente angolare pari a $-K_y a / K_x a$; in altri termini, assegnato un punto L sulla curva di lavoro e conoscendo il coefficiente angolare ora visto, i valori x_i e y_i sono individuati dall'intersezione della retta (5) con la curva di equilibrio: la costruzione di tale retta deve essere ripetuta per tutti i punti della curva di lavoro.

Si noti che otteniamo rette parallele tra loro solo se i coefficienti di scambio K_{xa} e K_{ya} restano costanti lungo la colonna; se variano, bisogna calcolare punto per punto il coefficiente angolare, oppure ci si riferisce, più semplicemente, ad un valore medio tra il fondo e la testa della colonna.

In questo modo, fissato il valore y , siamo in grado di determinare il valore y_i e, in ultima analisi, di diagrammare la funzione $1/(1-y)(y-y_i)$; non ci resta altro che calcolare l'integrale



graficamente oppure per differenze finite. Riassumendo, quindi, per valutare l'altezza di riempimento utilizzando la relazione 1)

$$z = \frac{G}{S K_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} = H_y N_y$$

dobbiamo valutare i due termini H_y e N_y ; abbiamo visto che l'altezza unitaria di scambio H_y è

sostanzialmente nota: il problema è costituito dalla valutazione dell'integrale presente nel numero di altezze unitarie di scambio N_y . Tale valutazione richiede la conoscenza del valore y_i di equilibrio per ogni y appartenente all'intervallo compreso tra y_a e y_b (intervallo di integrazione); a tale scopo, occorre considerare le espressioni della velocità di scambio per entrambi i film: la retta ottenuta dal rapporto tra le velocità in questione ci consente di individuare i valori di equilibrio corrispondenti.

Se vogliamo determinare l'altezza di riempimento tramite la relazione

$$2) \quad z = \frac{L}{S K_x a} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i-x)} = H_x N_x$$

il procedimento da seguire è del tutto analogo a quello visto. Il termine H_x , al solito, lo possiamo ritenere noto mentre l'integrale relativo al termine N_x deve essere valutato; in questo caso, il valore di equilibrio necessario è rappresentato dalla concentrazione x_i : in altri termini, dobbiamo essere in grado di valutare il valore di equilibrio x_i per ogni x appartenente all'intervallo di integrazione compreso, questa volta, tra x_a e x_b .

Considerando le solite espressioni sulla velocità di scambio perveniamo alla stessa retta vista in precedenza che, però, può essere espressa come:

$$\frac{x_i - x}{y_i - y} = - \frac{K_y a}{K_x a}$$

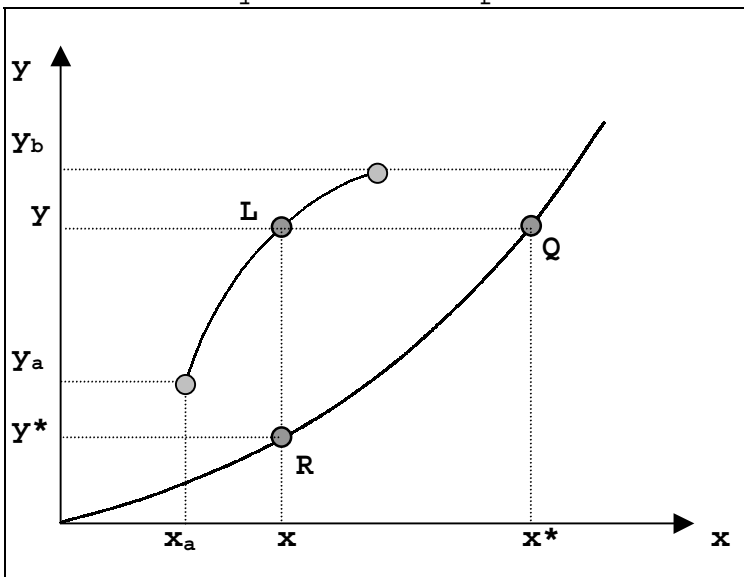
la costruzione grafica resta esattamente la stessa.

Analizziamo, a questo punto, il procedimento da seguire nel caso in cui si voglia utilizzare la relazione (3) o la (4)

$$3) \quad z = \frac{L}{SK_x a} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x^* - x)} = H_{ox} N_{ox}$$

$$4) \quad z = \frac{G}{SK_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y - y^*)} = H_{oy} N_{oy}$$

utilizzando la relazione (3) dobbiamo determinare, per ogni valore di x appartenente all'intervallo di integrazione, la corrispondente composizione x^* (ipotetica concentrazione di equilibrio in fase liquida con l'attuale concentrazione y in fase gas del componente scambiato). Se, invece, vogliamo utilizzare la relazione (4) dobbiamo determinare, per ogni valore di y appartenente all'intervallo di integrazione, la corrispondente composizione y^* (ipotetica concentrazione di equilibrio in fase gas con l'attuale concentrazione x in fase liquida del componente scambiato). I valori x^* y^* relativi



al generico punto $L(x, y)$ della curva di lavoro sono facilmente individuabili; x^* è l'ascissa del punto di ordinata y sulla curva di equilibrio (punto Q) mentre y^* è l'ordinata del punto di ascissa x sulla curva di equilibrio (punto R).

Si noti che la forza spingente globale, espressa o in termini di concentrazioni lato gas o in termini di concentrazioni lato liquido, deve essere necessariamente maggiore della forza

spingente esistente ai capi dei rispettivi film; infatti, si ha:

$$x^* - x > x_i - x$$

$$y - y^* > y - y_i$$

bisogna anche sottolineare, però, che alla forza spingente globale è associato il coefficiente di scambio globale mentre, se consideriamo la forza spingente relativa ad uno dei due film, si deve associare ad essa il coefficiente di scambio relativo al film considerato.

Supponiamo, ora, che la resistenza in fase liquida sia trascurabile e cioè si verifichi che:

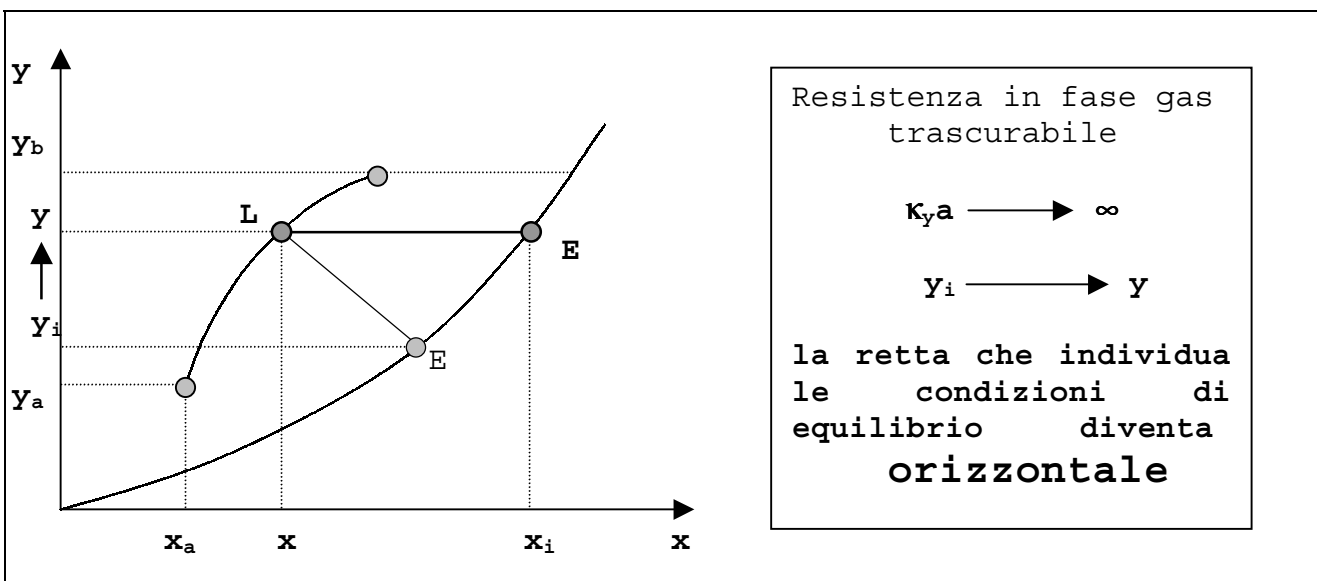
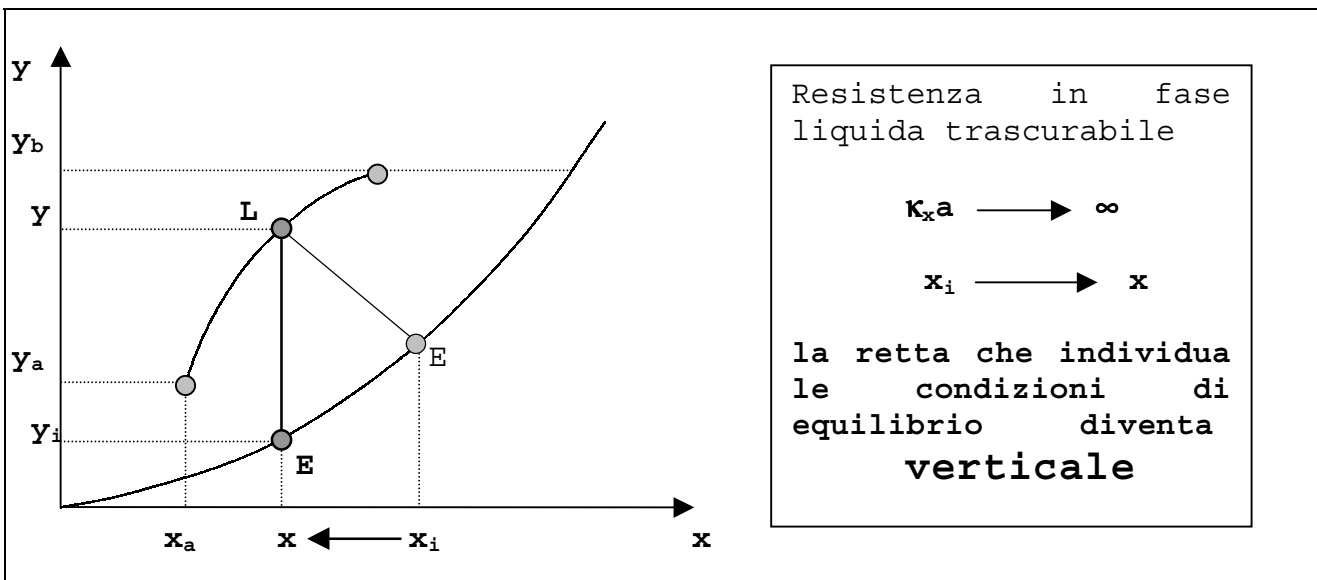
$$K_x a \longrightarrow \infty \quad x_i \longrightarrow x$$

in questa ipotesi la retta che individua le condizioni di equilibrio diventa verticale.

Se, invece, è la resistenza in fase gas ad essere trascurabile si ha che:

$$K_y a \longrightarrow \infty \quad y_i \longrightarrow y$$

la retta che individua le condizioni di equilibrio diventa orizzontale.



Importante Con riferimento a tali considerazioni parecchi lettori probabilmente penseranno ad un errore, soprattutto se si ricorda che il coefficiente angolare è pari alla tangente dell'angolo che la retta forma con l'asse delle ascisse. Riteniamo che l'apparente incongruenza sia da ricercarsi nel procedimento seguito per ricavare l'equazione della retta; ricordiamo che, per costruire tale equazione, abbiamo preso in considerazione le due equazioni relative alla velocità di scambio

$$dN = \kappa_y a S dz (y - y_i)$$

$$dN = \kappa_x a S dz (x_i - x)$$

è evidente che se $\kappa_x a \longrightarrow \infty$ (e quindi $x_i \longrightarrow x$) la seconda relazione perde di significato in quanto è presente una forma indeterminata dovuta al prodotto $\infty * 0$

Vogliamo tornare a sottolineare che:

- Nel primo esempio visto, calcolo dell'altezza di riempimento tramite la relazione $z = H_y N_y$, abbiamo potuto constatare effettivamente che, pur essendo $\kappa_y a$ l'unico coefficiente di trasporto esplicitamente indicato, per la valutazione dell'integrale e, quindi, per l'individuazione dei valori di equilibrio, abbiamo dovuto utilizzare una retta il cui coefficiente angolare è dato dal rapporto - $\kappa_y a / \kappa_x a$; in altri termini, le relazioni (1)-(4) sono del tutto equivalenti e non è assolutamente vero che le (1)-(2) sono più convenienti rispetto alle (3)-(4) in quanto compare 1 solo coefficiente di trasporto (mentre nell'espressione dei coefficienti globali compaiono entrambi): la determinazione dei valori di equilibrio passa necessariamente anche per la conoscenza dell'altro coefficiente (anche se non compare in modo esplicito)
- Il valore della superficie specifica di scambio a non può essere noto se non tramite il prodotto con il coefficiente di scambio: in altri termini, siamo in grado di valutare solo il prodotto coefficiente di scambio per superficie specifica. E' evidente che la superficie specifica a dipende in qualche modo dalla superficie specifica del riempimento ma, ovviamente, non è possibile assimilare la superficie di scambio con la superficie del riempimento in quanto si può verificare che:
 - dei pezzi del riempimento potrebbero non essere bagnati oppure essere completamente affogati nel liquido
 - anche se ci trovassimo nella migliore delle ipotesi (tutti i pezzi bagnati dal liquido), è possibile che il velo liquido che scorre su di essi presenti in certi punti uno spessore tale da modificare la superficie di scambio rispetto a quella specifica del riempimento

Abbiamo determinato, quindi, l'altezza di riempimento della colonna; per ottenere l'altezza globale dell'apparecchiatura è necessario aggiungere a tale valore l'altezza delle due zone di servizio, in testa e in coda.

Quando l'altezza di riempimento risulta considerevole, si preferisce ripartire il riempimento su più tratti di minore altezza adagiati sulle cosiddette **griglie di sostegno** in quanto:

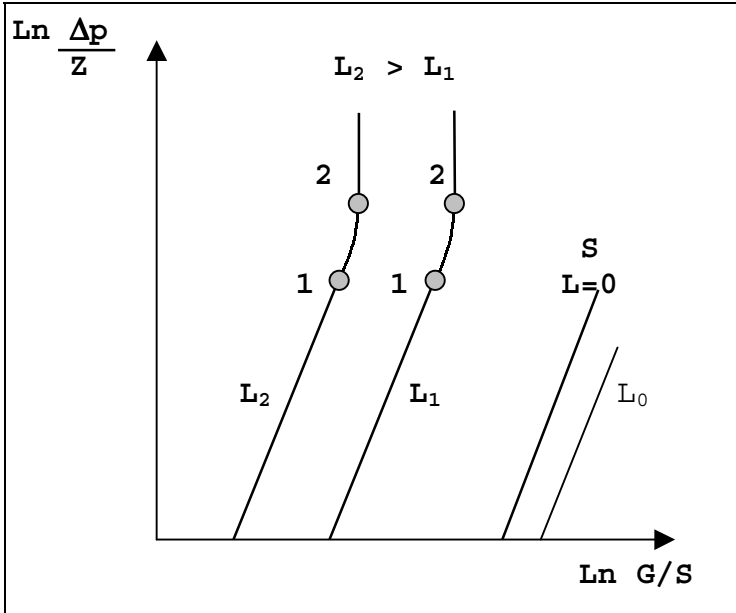
- i pezzi di riempimento potrebbero rompersi sotto il loro stesso peso oppure potrebbe cedere la piastra finale di sostegno
- il liquido, una volta distribuito su tutta la sezione della colonna, tende a seguire sempre più, nel suo percorso verso il basso attraverso il riempimento, delle vie preferenziali determinando un cattivo funzionamento della colonna; in altri termini, una grossa altezza di riempimento favorisce la progressiva canalizzazione del liquido (e del gas) in modo tale da determinare, all'interno del riempimento, condizioni di distribuzione non uniforme con conseguente peggioramento delle condizioni di contatto tra le due fasi

Proprio per evitare tali problemi, l'altezza z viene realizzata con più strati di minore altezza; al termine di ciascun tratto il liquido viene raccolto e ridistribuito al successivo strato di riempimento.

Si noti, del resto, che le valutazioni svolte in precedenza si basano proprio sull'assunzione di coefficienti di scambio praticamente costanti (al limite debolmente variabili), ma ciò è vero solo se si verifica una distribuzione uniforme delle fasi in ogni punto della colonna: aumentando l'altezza di riempimento tali ipotesi vengono a cadere. Ciò porta a concludere che, anche quando l'altezza di riempimento z non è eccessiva (quindi, quando i problemi appena visti non sono presenti) è comunque preferibile suddividerla in tanti strati più piccoli sostenuti ciascuno da una piastra; in questo caso non vi è bisogno di grossi spazi tra due strati contigui: se però è necessario effettuare anche una ridistribuzione del liquido, allora tali zone di servizio devono essere necessariamente di altezza maggiore.

Determinazione della sezione della colonna

Consideriamo il diagramma logaritmico che riporta, in ordinate, l'andamento delle perdite di carico per unità di altezza di riempimento mentre, in ascissa, la velocità di massa del gas G/S espressa in Kg/m^2h o in lb/ft^2h ; si osservi che le perdite di carico in una colonna a riempimento sono influenzate sia dalla portata del gas sia dalla portata del liquido. In primo luogo, quindi,



analizziamo le perdite di carico al variare della velocità di massa quando il gas attraversa il riempimento asciutto senza, cioè, che sia introdotta dall'alto della colonna la portata L di liquido ($L=0$); in questo caso otteniamo una retta di pendenza 1,8 (retta S) cioè Δp presenta una legge di dipendenza da G/S quasi quadratica: le perdite di carico, caratteristiche del passaggio attraverso un mezzo poroso, non variano in modo molto diverso con la velocità

rispetto al caso del moto in condotte (naturalmente con certi fattori moltiplicativi di cui si deve tener conto come, ad esempio, il grado di vuoto). Valutiamo, ora, le perdite di carico al variare della velocità di massa in presenza di differenti portate di liquido:

- se la portata di liquido L_0 considerata è molto piccola e tale da formare un piccolissimo velo su tutti i pezzi di riempimento senza variare di molto le sezioni di passaggio (condizione del tutto ideale), possiamo avere, al limite, delle perdite di carico minori rispetto alla retta S ; ciò si verifica in quanto, se prima l'attrito era dovuto al contatto tra gas e la superficie scabra dei pezzi del riempimento, nelle condizioni viste si ha una diminuzione di attrito in quanto ora il contatto avviene tra gas e velo liquido
- in generale, le perdite di carico aumentano all'aumentare della portata di liquido dispersa dall'alto della colonna e la ragione è molto semplice: osserviamo che la velocità di massa G/S è definita a meno del riempimento e, questo, ha una certa percentuale di vuoti attraverso i quali passano sia il liquido sia il gas così che, all'aumentare della portata del liquido, i vuoti sono impegnati in misura maggiore dal liquido stesso con conseguente riduzione della sezione effettiva di passaggio del gas. In definitiva, per una certa portata L_1 avremo una retta al di sopra e parallela alla retta S ; aumentando la portata fino al valore L_2 otteniamo una retta ancora parallela alle altre ma ancora più distante dalla retta S

Supponiamo, a questo punto, di fissare una certa portata di liquido e di aumentare gradualmente la velocità di massa del gas (ciò in questo caso equivale ad aumentare la portata G); fino al punto 1 le caratteristiche delle perdite di carico sono simili a quelle che si verificano attraverso il riempimento a secco (retta S): la pendenza di questa prima porzione della curva è all'incirca la stessa di quella della retta S ma le perdite di carico sono maggiori.

In queste condizioni il liquido scende regolarmente attraverso il riempimento senza che parte di esso si accumuli in colonna.

In prossimità del punto 1 si osserva un cambiamento di pendenza della curva; ciò indica che, ad un certo aumento della velocità del gas corrisponde un maggior aumento delle perdite di carico: la portata di gas è diventata sufficientemente grande da non consentire un regolare deflusso ed, infatti, si può notare che il riempimento trattiene una maggiore quantità di liquido.

Il **punto 1** si chiama **Punto di ingorgamento** o **di caricamento** (**loading point**) e la maggior dipendenza delle perdite di carico dalla velocità del gas è una conseguenza della resistenza tra le fasi.

Poiché il riempimento trattiene liquido, la sezione di passaggio del gas si riduce ulteriormente ed aumentano le perdite di carico; tutto ciò comporta il superamento del punto 1 e, contestualmente, il riempimento trattiene una quantità sempre maggiore di liquido.

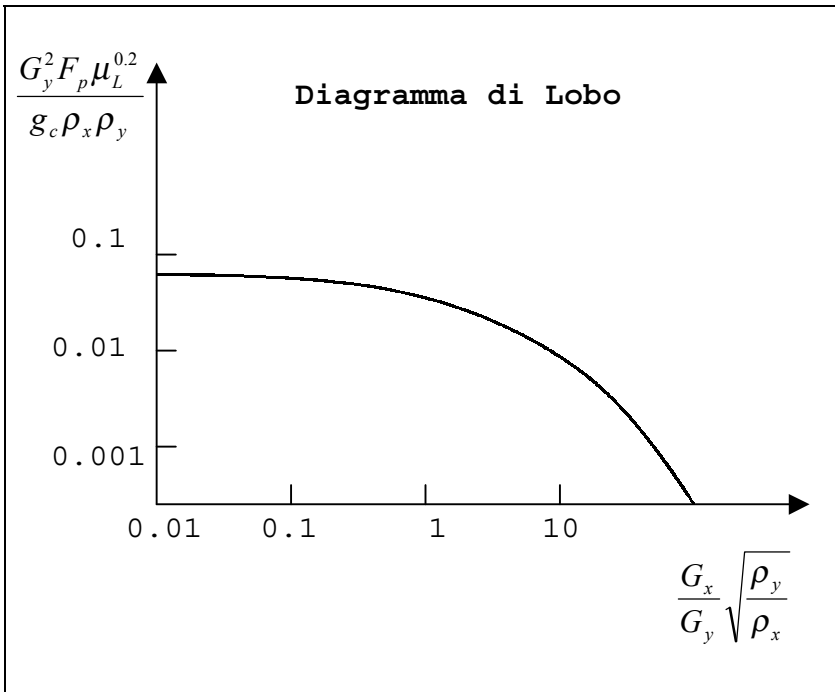
Tutto questo prosegue fino al raggiungimento del **punto 2** che viene indicato come **Punto di allagamento** (**flooding point**); in queste condizioni tutta la colonna si è riempita di liquido per cui non si ha più il passaggio del gas negli interstizi ma passa sotto forma di bolle in un mezzo che è costituito da un solido annegato completamente nel liquido: la colonna si comporta come una colonna a bolle per cui, poiché la fluidodinamica non coincide più con quella ipotizzata, i calcoli eseguiti non sono più validi.

Si noti che il Loading point e il Flooding point sono molto vicini tra loro.

È chiaro, quindi, che le condizioni di lavoro della colonna a riempimento devono essere lontane dal Flooding point (anche lontane dal Loading point visto che sono prossimi l'uno all'altro); possiamo capire di trovarci in questa situazione critica a causa del brusco innalzamento della pendenza della curva prima vista oppure osservando direttamente nella colonna il galleggiamento di alcuni pezzi di riempimento a causa delle spinte verso l'alto dovute al passaggio delle bolle di gas.

Alla luce di quanto detto, bisogna necessariamente individuare prima la sezione che determina condizioni di lavoro corrispondenti al Flooding point e, successivamente, operare una maggiorazione di tale valore in modo da allontanarci sufficientemente da tale condizione critica; a tale scopo è necessario utilizzare il diagramma logaritmico riportato (detto **Diagramma di Lobo**) realizzato in modo empirico attraverso lo studio su di un gran numero di colonne a riempimento.

Andiamo a considerare quali sono i termini riportati in ordinate:



- G_y con tale termine abbiamo indicato il rapporto G/S cioè portata di gas su sezione (cioè velocità di massa del gas); nella relazione è riportato il quadrato di tale valore che rappresenta la nostra unica incognita: attraverso di lei siamo in grado di valutare il valore della sezione di Flooding

- F_p tale termine rappresenta un fattore di forma funzione del grado di vuoto ϵ , del

tipo di riempimento, della sua forma e del modo in cui il riempimento è stato caricato (alla rinfusa oppure secondo una desiderata disposizione) [in definitiva, possiamo dire che F_p è funzione del grado di vuoto e della superficie specifica per unità di volume]; generalmente, lo si ritiene noto in quanto siamo noi stessi a scegliere il tipo di riempimento e il modo con cui caricare la colonna

- μ_L viscosità del liquido
- $\rho_x \rho_y$ densità rispettivamente del liquido e del gas
- g_c fattore di conversione

Vediamo quali sono i termini riportati in ascisse:

- abbiamo detto che G_y rappresenta il rapporto G/S cioè la velocità di massa del gas; analogamente, G_x non è altro che il rapporto L/S cioè la velocità di massa del liquido: il loro rapporto G_y/G_x , quindi, è pari alla quantità nota G/L

Analizziamo, ora, la procedura da seguire per la determinazione della sezione di allagamento:

1. In primo luogo dobbiamo valutare il valore dell'ascissa note che siano le grandezze G , L , ρ_y , ρ_x ; ribadiamo che S rappresenta la sezione della colonna (o del letto di riempimento) che è uguale sia per il gas che per il liquido per cui il rapporto G_y/G_x è proprio pari al rapporto G/L

2. Dall'intersezione della verticale passante per il valore trovato in ascissa con la curva di Flooding individuuiamo un valore in ordinata da cui siamo in grado di ricavare il valore $G_{y\text{Flooding}}$ e poiché risulta

$$G_{y\text{Flooding}} = G/S_{\text{Flooding}}$$

siamo in grado di trovare il valore della sezione relativo alle condizioni di allagamento della colonna

3. A questo punto, basta raddoppiare il valore S_{Flooding} trovato per portarci in condizioni di sicurezza: in altri termini, se utilizziamo per la nostra colonna il valore di sezione

$$S = 2 S_{\text{Flooding}}$$

ci portiamo certamente in condizioni di lavoro distanti dal Punto di Flooding

È necessario effettuare una maggiorazione così rilevante in quanto la curva riportata è stata ottenuta tramite correlazione statistica di punti sperimentali che, in realtà, sono dispersi intorno a tale curva; inoltre, bisogna portare in conto anche il grado di affidabilità di tali valori sperimentali.

In generale, quindi, in sede di progetto è sufficiente seguire il metodo visto per la determinazione del valore ottimale della sezione; in ogni caso, per allontanarci dalla condizione di Flooding dobbiamo sostanzialmente operare con sezioni più larghe e, quindi, con velocità di massa minori. È importante, però, osservare che tale scelta ha come conseguenza il verificarsi di due effetti contrapposti:

- **Aumento dei costi di impianto** infatti, una sezione maggiore comporta inevitabilmente un aumento dei costi di impianto (la colonna è più grande); del resto, l'altezza della colonna resta pressoché invariata in quanto è vero che la velocità di massa (G/S) diminuisce, ma si riduce proporzionalmente anche il termine $K_y a$ (del resto l'altezza unitaria di scambio deve essere all'incirca costante)
- **Diminuzione dei costi di gestione** la diminuzione delle velocità di massa dovute a sezioni più ampie determinano un minor valore delle perdite di carico e quindi si ha una diminuzione dei costi di gestione (ad esempio, diminuisce la spesa relativa ai ventilatori necessari per il trasporto del gas, anche se questo non è un risparmio molto rilevante)

La condizione ottimale tra queste due opposte tendenze si raggiunge quando il valore delle perdite di carico Δp (espresse in metri d'acqua su metri di riempimento) è pari alla metà delle perdite di carico che si ottengono in condizioni di allagamento:

$$\Delta p = 0.5 \Delta p_{\text{Flooding}}$$

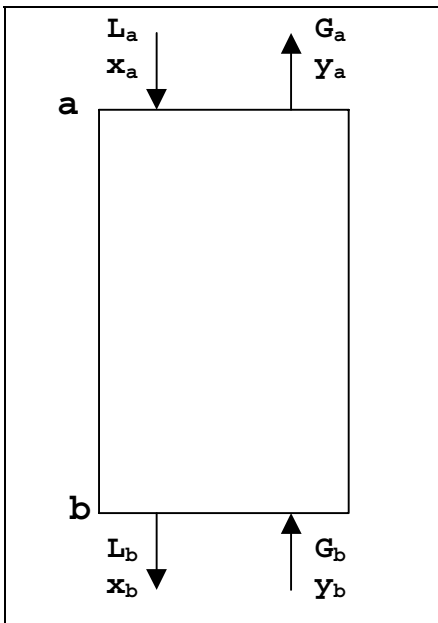
Tale relazione torna molto utile nel caso si debba valutare se un impianto già funzionante si trovi o meno distante dalla condizione di Flooding; conoscendo le perdite di carico sulla corrente gassosa e le perdite di carico in condizioni di allagamento, se risulta

$$\Delta p < \Delta p_{\text{Flooding}}$$

sicuramente ci troviamo distanti da tali condizioni critiche. In conclusione, per problemi di progetto è necessario andare a valutare essenzialmente la sezione di Flooding e, poi, raddoppiarla mentre, per problemi di verifica è anche possibile seguire una strada differente ed andare a considerare le perdite di carico.

Problemi di verifica

Supponiamo di voler stabilire se una colonna già costruita è utilizzabile per un nuovo processo di Assorbimento che prevede come nuovi dati i valori G_b , y_b , y_a , x_a ; indichiamo con z^* ed S^* i valori dell'altezza e della sezione della colonna a disposizione.



A partire dai valori di portata e composizione visti e seguendo i procedimenti per il progetto della colonna, calcoliamo prima la portata L_a e successivamente l'altezza necessaria per realizzare il processo di Assorbimento voluto

$$z = \frac{G}{S \kappa_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)}$$

Se si verifica che $z > z^*$ allora la colonna, nelle condizioni poste, non è in grado di realizzare l'assorbimento richiesto; affinché ciò sia possibile è necessario aumentare la portata di liquido in ingresso L_a rispetto al valore calcolato in

precedenza: in questo modo, quindi, l'altezza z calcolata diminuisce fino a che risulta $z = z^*$. A questo punto, occorre verificare se la sezione della colonna è in grado di sostenere tali portate di liquido e di gas; utilizzando il diagramma di LOBO determiniamo la sezione di allagamento S_{Flooding} : se si verifica che $S^* \geq 2 S_{\text{Flooding}}$ (S^* è almeno il doppio di S_{Flooding}) la colonna è utilizzabile. Se si verifica, invece, che $S^* < 2 S_{\text{Flooding}}$ la colonna non è utilizzabile, a meno di non accontentarsi e trattare una portata G_b minore.

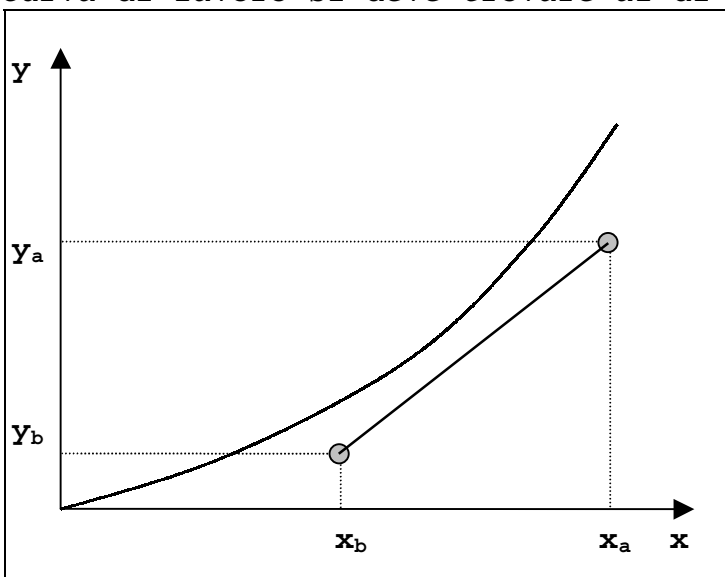
Supponiamo, invece, che risulti $z < z^*$; in questo caso la colonna è sovrabbondante rispetto alle esigenze anche se, in ogni caso, dobbiamo analizzare cosa accade con riferimento alla sezione: al solito, attraverso il diagramma di LOBO, valutiamo la S_{Flooding} . Occorre precisare che, in ogni caso, sarà necessario diminuire la portata L_a ; vediamo i vari casi:

- $S^* \geq 2 S_{\text{Flooding}}$ in questo caso, per sfruttare tutta la lunghezza a disposizione, è possibile diminuire L_a ; in tal modo il valore z aumenta sino a che $z = z^*$. Inoltre, la diminuzione della portata liquida determina un nuovo valore della sezione di allagamento S'_{Flooding} che risulta essere minore del valore precedente (cioè $S_{\text{Flooding}} > S'_{\text{Flooding}}$) per cui S^* risulterà ancora più grande rispetto al nuovo valore $2 S'_{\text{Flooding}}$. In definitiva, abbiamo reso ancora più sovrabbondante la sezione ma, in compenso, utilizziamo una minor portata di liquido
- $S^* < 2 S_{\text{Flooding}}$ inevitabilmente si deve ridurre la portata di liquido L_a in quanto otterremo valori sempre minori per S_{Flooding} ; ci fermeremo quando $S^* \geq 2 S_{\text{Flooding}}$ $S_{\text{Flooding}} > S'_{\text{Flooding}}$

Strippaggio

L'operazione di strippaggio si realizza in colonne del tutto simili a quelle utilizzate per l'assorbimento; anche la logica del processo è sostanzialmente la stessa: limitiamoci ad alcune osservazioni.

Abbiamo già evidenziato che, per la natura stessa del processo, la curva di lavoro si deve trovare al di sotto della curva di Equilibrio



inoltre, in questo caso, sono assegnate la portata L_a e la composizione x_a del liquido in ingresso, la composizione del liquido in uscita x_b (oppure il recupero) e la composizione y_b del gas in ingresso mentre è da determinare la portata G_b del gas in ingresso. Al solito, questa deve essere valutata attraverso la pendenza della curva di lavoro; la portata minima del gas in ingresso coincide con quel valore per cui la retta di lavoro risulta tangente

alla curva di equilibrio: in questo caso le due correnti raggiungono le condizioni di equilibrio (a cui corrisponderebbe una colonna di altezza infinita) non nella sezione di coda (come per l'assorbimento) ma in una sezione intermedia della colonna.