



# TECNOLOGIE SOSTENIBILI PER LE RISORSE ENERGETICHE

## 3. SEPARAZIONE PER ASSORBIMENTO CON COLONNE A PIATTI

**PROF. ERNESTO SALZANO**  
**[ernesto.salzano@unibo.it](mailto:ernesto.salzano@unibo.it)**

L'operazione di assorbimento consiste nel trasferimento di uno o più componenti da una fase gassosa ad una fase liquida sfruttando la **dissoluzione selettiva** dei componenti nel liquido:

- I componenti gassosi trasferiti sono detti **soluti**
- Il liquido utilizzato viene detto **liquido assorbente o solvente**

I componenti di interesse possono essere tutti, soltanto quelli trasferiti o quelli non trasferiti

Le separazioni per assorbimento hanno avuto larga diffusione per effetto delle elevate richieste di qualità ambientali, ad esempio nella purificazione da componenti indesiderati che non possono essere espulsi nell'atmosfera.

*Es. abbattimento di acido solforico presente nelle correnti gassose da inviare al camino in centrali termoelettriche*

Sono anche molto utilizzate per il recupero di componenti più o meno pregiati quali, ad esempio, il recupero di vapori di benzina mediante l'utilizzo di un olio (liquido assorbente)

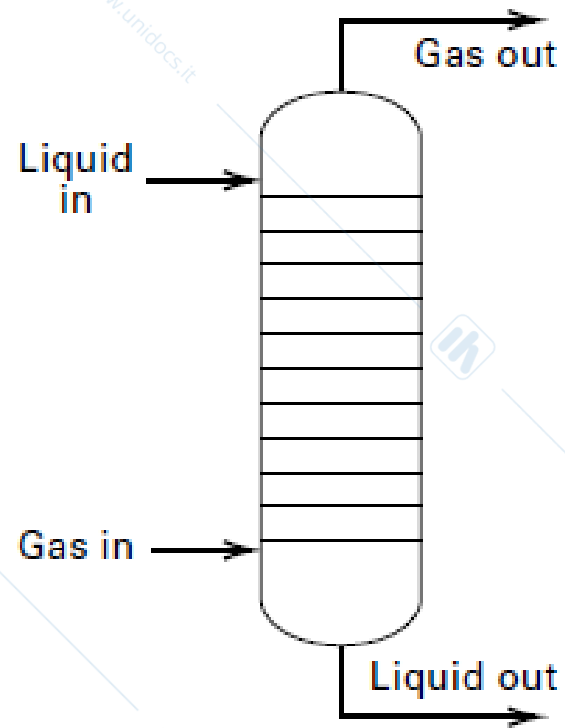
Si può avere **assorbimento fisico** (*acqua o olio come solvente*) o **chimico** (*reazione tra soluto e solvente*).

*Es. soluzione acquosa di NaOH per l'assorbimento di un gas acido.... , rapida e irreversibile neutralizzazione)*

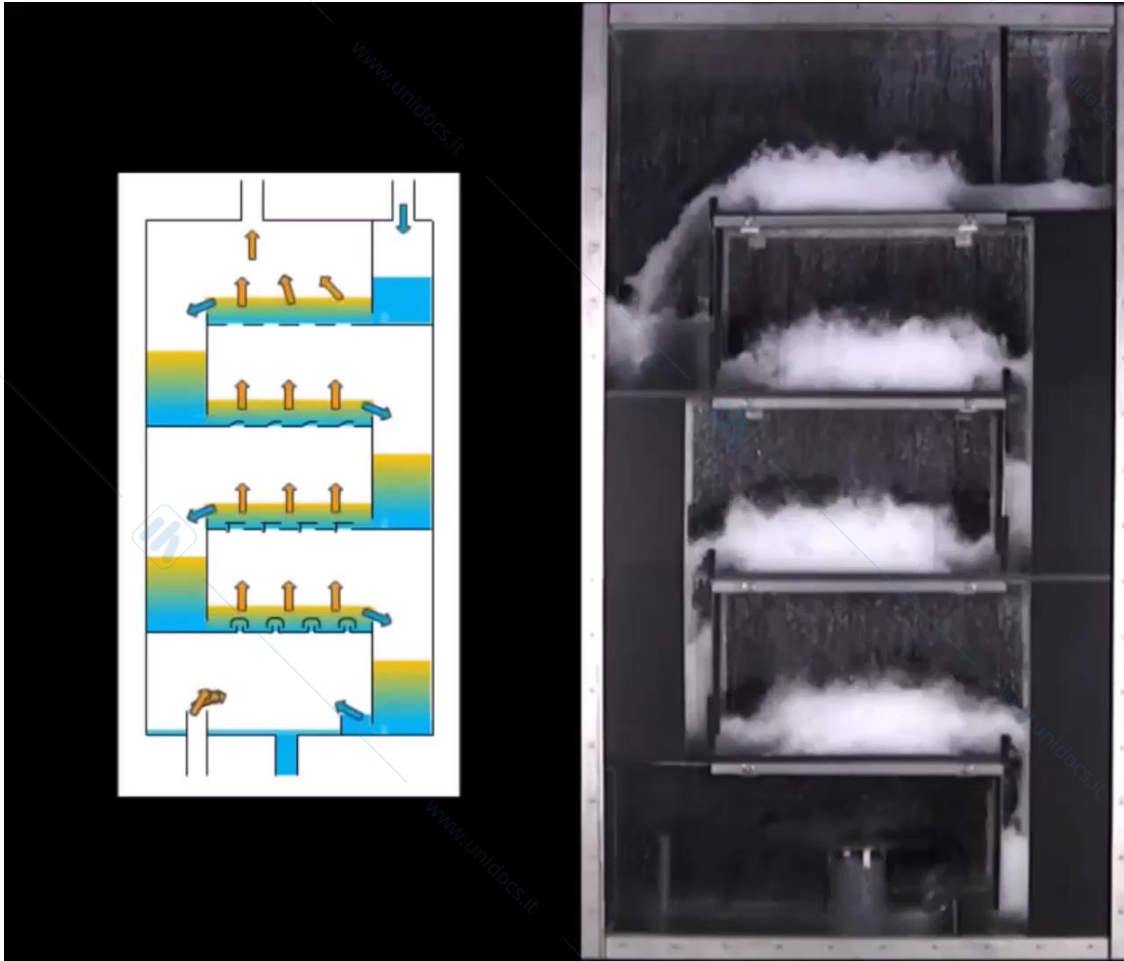
Solute	Absorbent	Type of Absorption
Acetone	Water	Physical
Acrylonitrile	Water	Physical
Ammonia	Water	Physical
Ethanol	Water	Physical
Formaldehyde	Water	Physical
Hydrochloric acid	Water	Physical
Hydrofluoric acid	Water	Physical
Sulfur dioxide	Water	Physical
Sulfur trioxide	Water	Physical
Benzene and toluene	Hydrocarbon oil	Physical
Butadiene	Hydrocarbon oil	Physical
Butanes and propane	Hydrocarbon oil	Physical
Naphthalene	Hydrocarbon oil	Physical
Carbon dioxide	Aq. NaOH	Irreversible chemical
Hydrochloric acid	Aq. NaOH	Irreversible chemical
Hydrocyanic acid	Aq. NaOH	Irreversible chemical
Hydrofluoric acid	Aq. NaOH	Irreversible chemical
Hydrogen sulfide	Aq. NaOH	Irreversible chemical
Chlorine	Water	Reversible chemical
Carbon monoxide	Aq. cuprous ammonium salts	Reversible chemical
CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> S	Aq. monoethanolamine (MEA) or diethanolamine (DEA)	Reversible chemical
CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> S	Diethyleneglycol (DEG) or triethyleneglycol (TEG)	Reversible chemical
Nitrogen oxides	Water	Reversible chemical

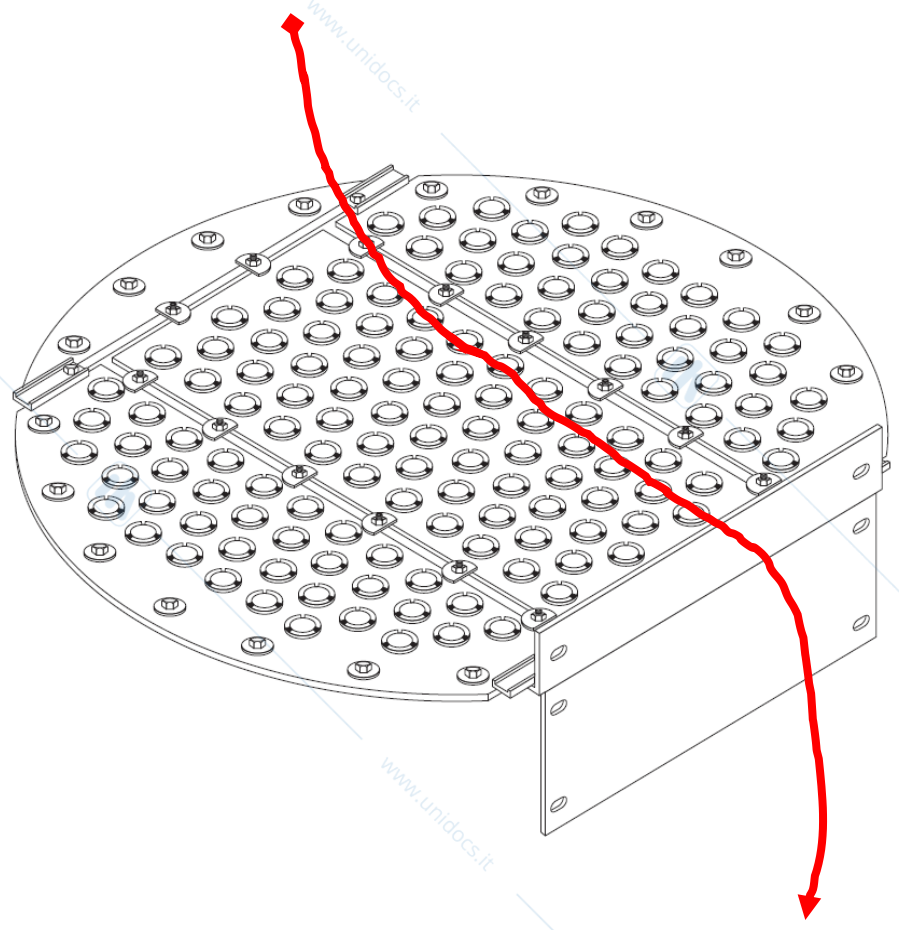
L'operazione di assorbimento, una volta effettuato il passaggio dei componenti desiderati dal gas al liquido, è spesso completata con un processo di separazione che coinvolge il solvente ed i componenti trasferiti (*stripping*)

- ❑ È quasi sempre 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
- ❑ Anche il solvente è spesso recuperato in quanto riutilizzato all'interno di un ciclo chiuso

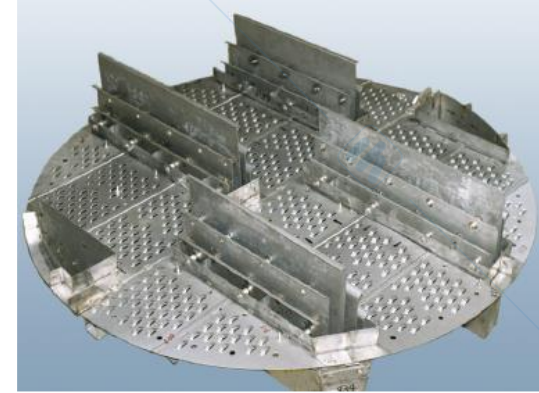
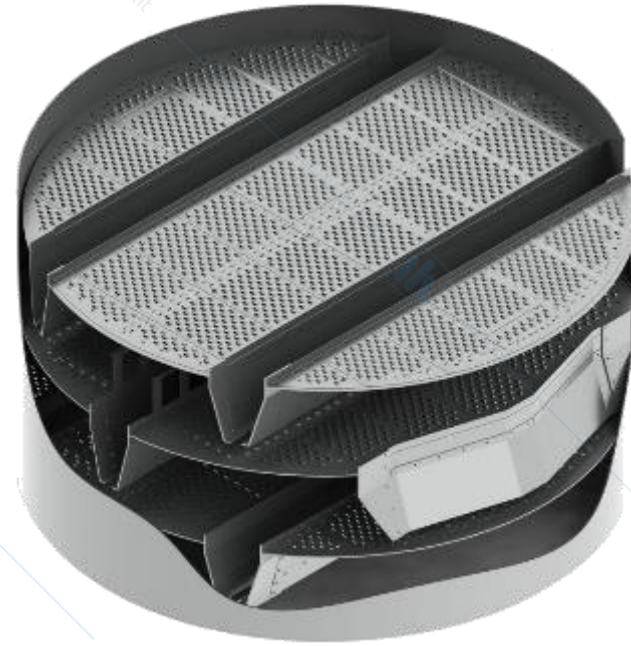
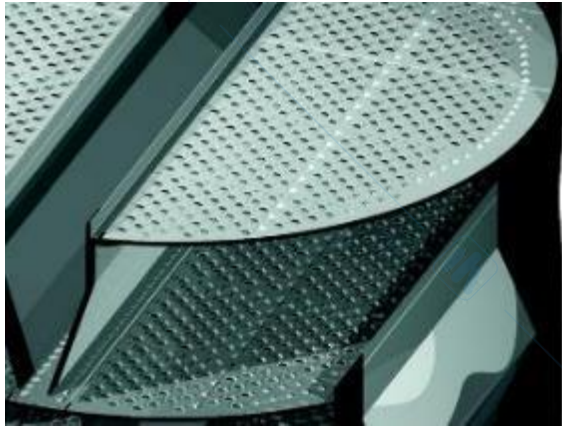


Colonna a piatti (trayed tower)

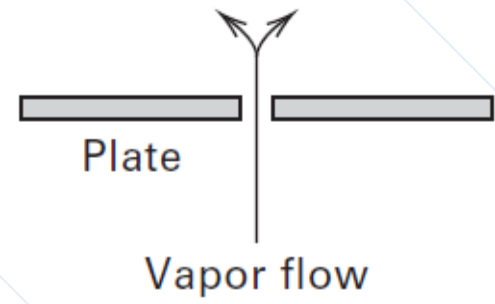
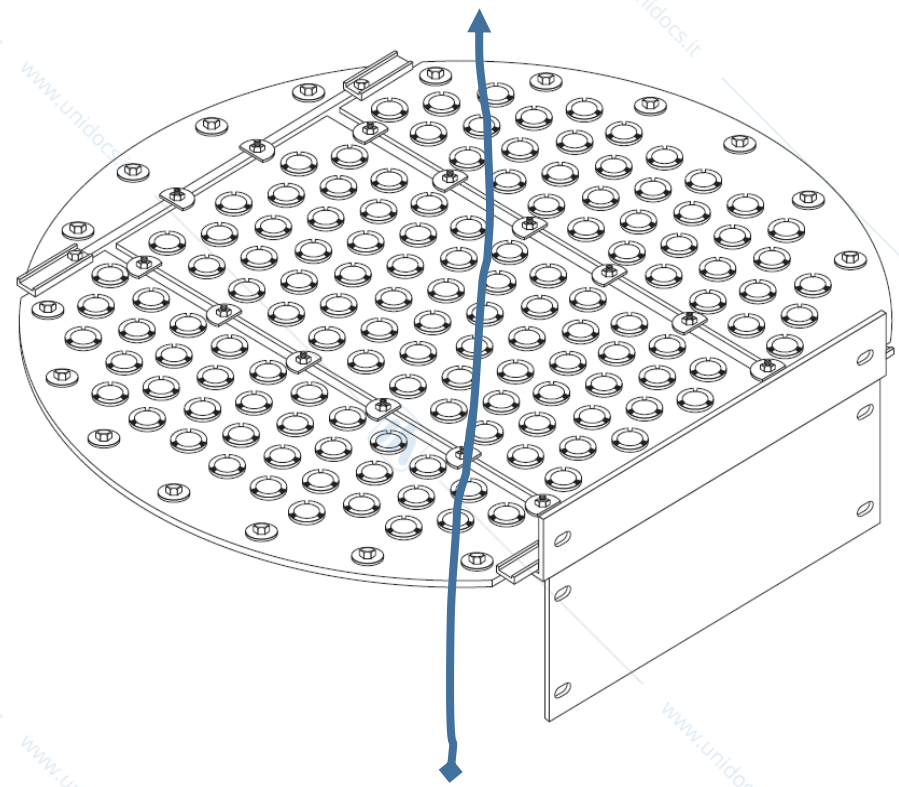




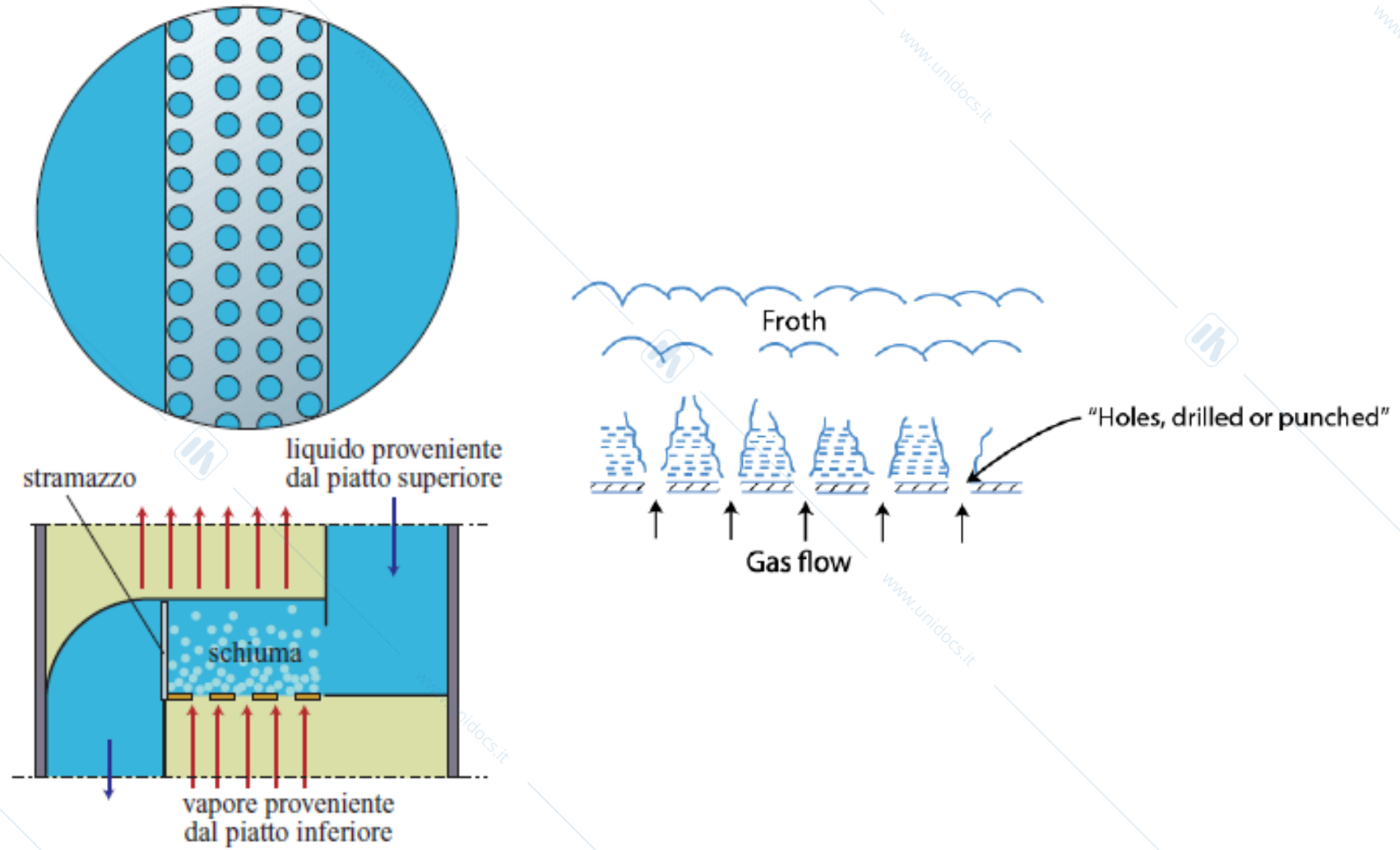
Piatti forati o Sieve tray



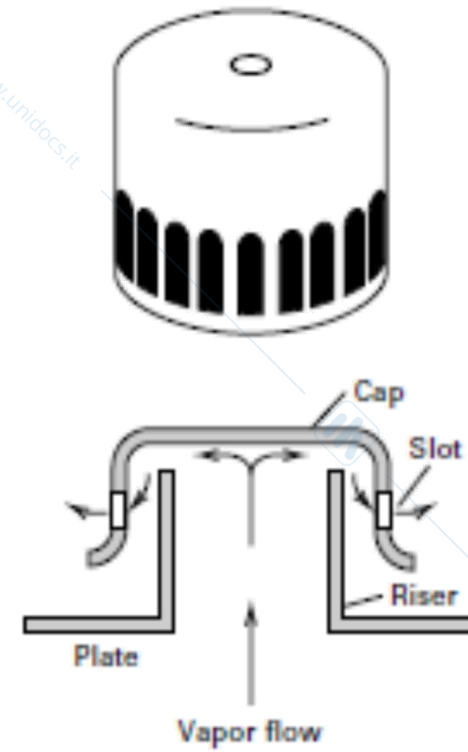
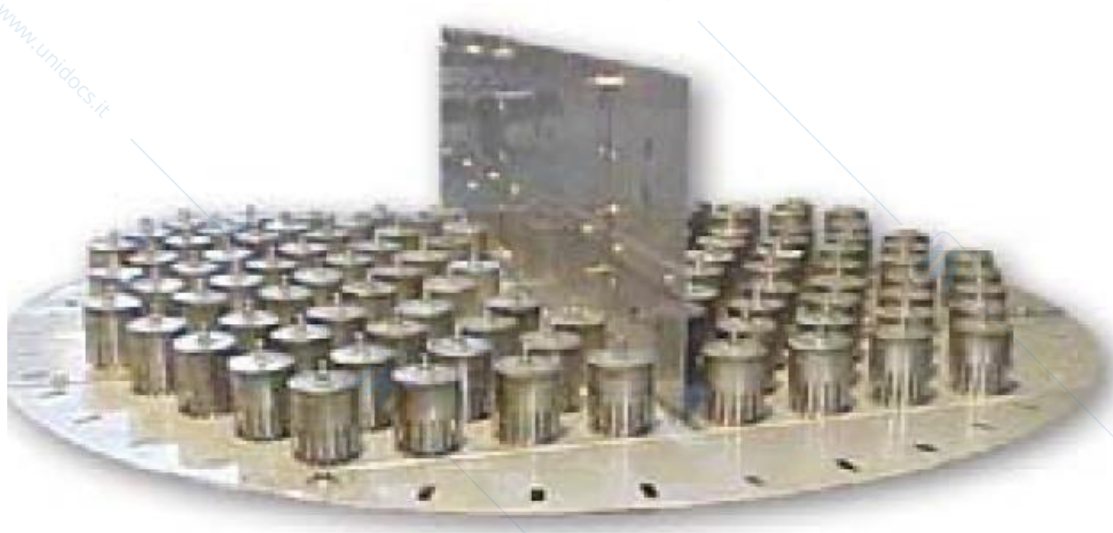
Piatti forati o Sieve tray



Diametro Foro = 1/8 – 1/2 inch

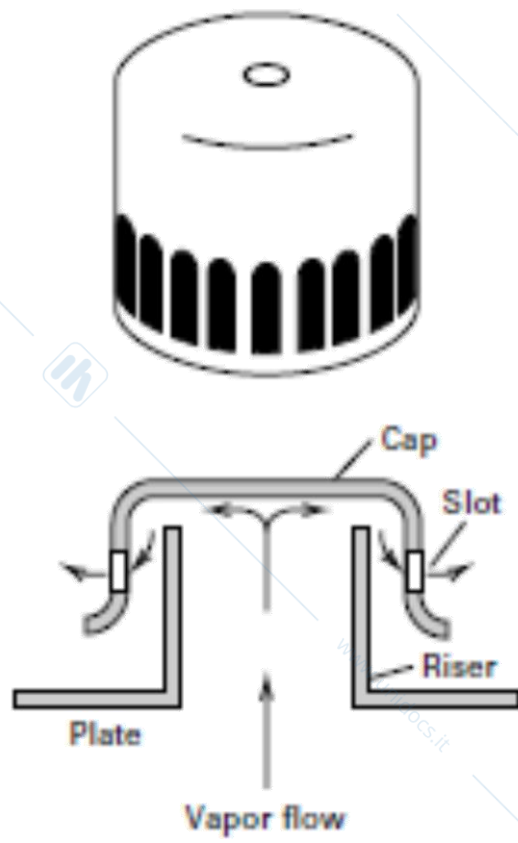


Piatti forati o Sieve tray



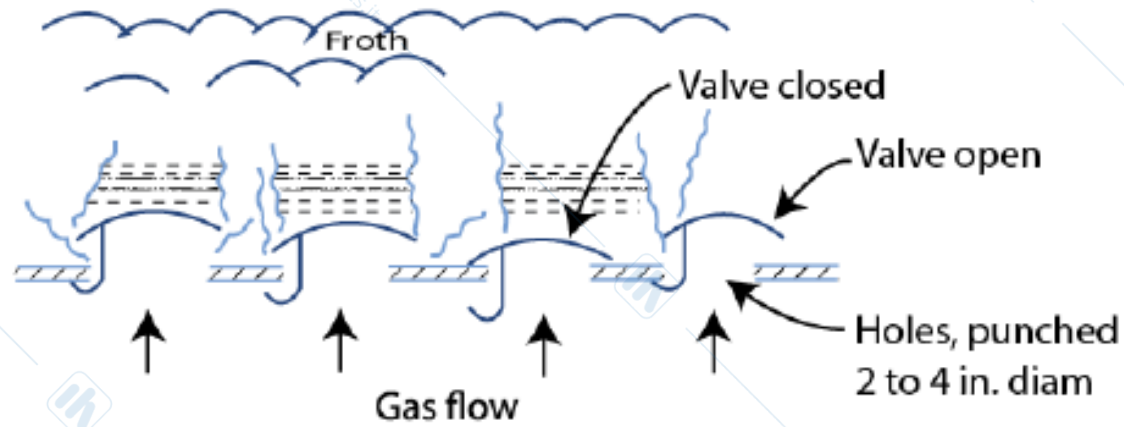
Diametro cup = 3 – 6 inch

Piatti forati tipo bubble-cap

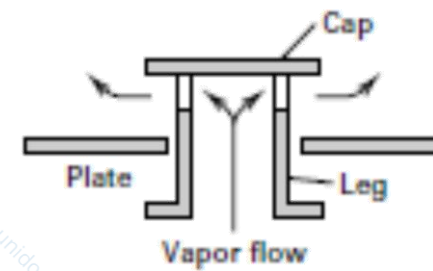


Diametro cup = 3 – 6 inch





Piatti forati tipo bubble-cap



Diametro valvola = 1 – 2 inch

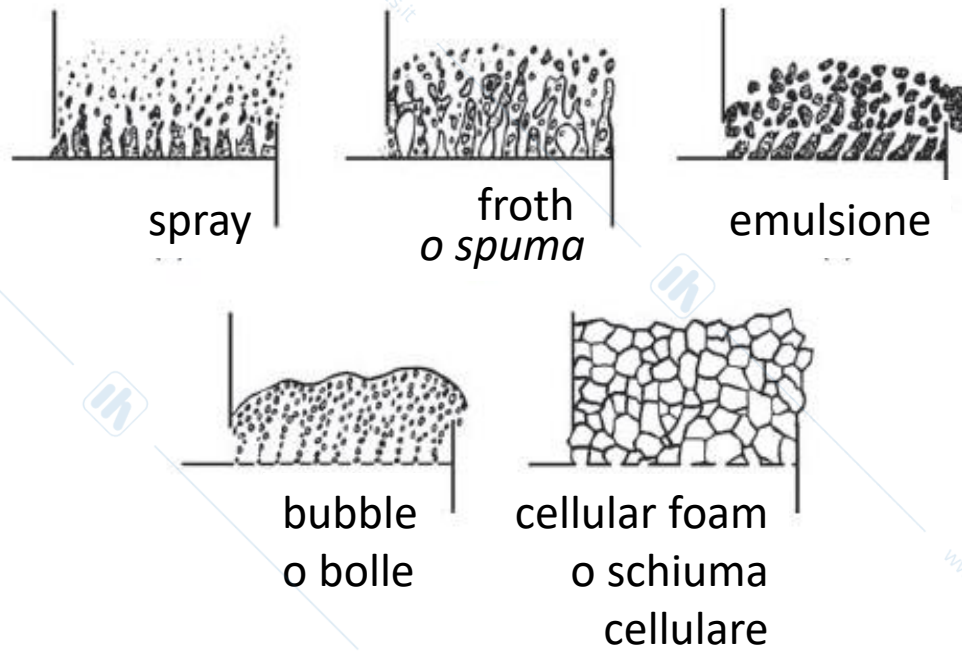
Piatti forati a valvola

Un piatto di diametro pari a 11-ft può avere:

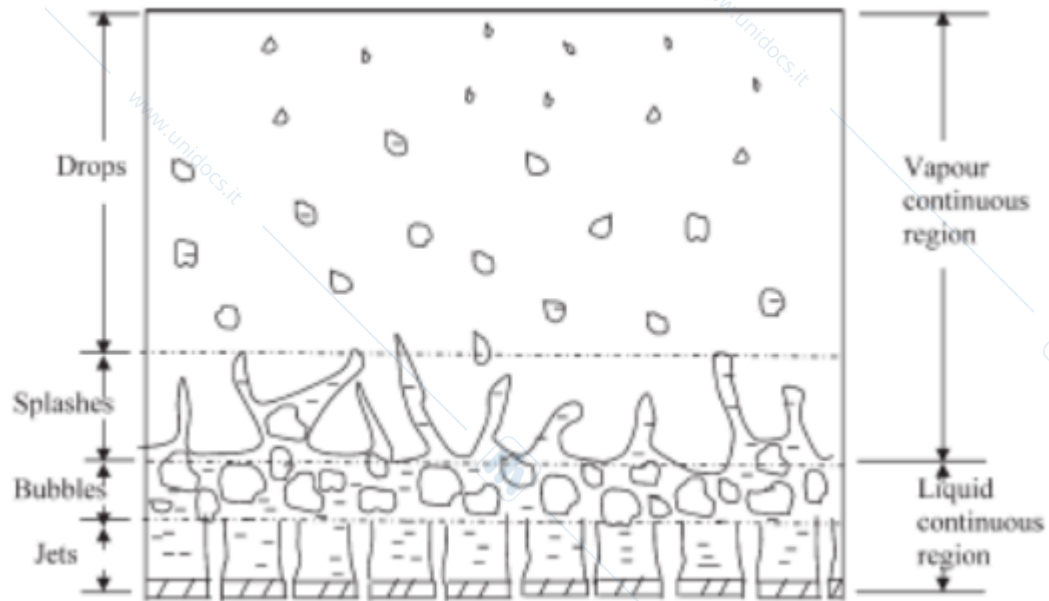
- i. 50000 (1/16 -inch-diameter perforation)
- ii. 1000 (2-inch-diameter valve cap)
- iii. 500 (4-inch-diameter bubble cap)

I piatti perforati sono più economici e sono preferiti a meno di necessità specifiche. I piatti bubble-cap sono ormai rari.

	Sieve Trays	Valve Trays	Bubble-Cap Trays
Relative cost	1.0	1.2	2.0
Pressure drop	Lowest	Intermediate	Highest
Efficiency	Lowest	Highest	Highest

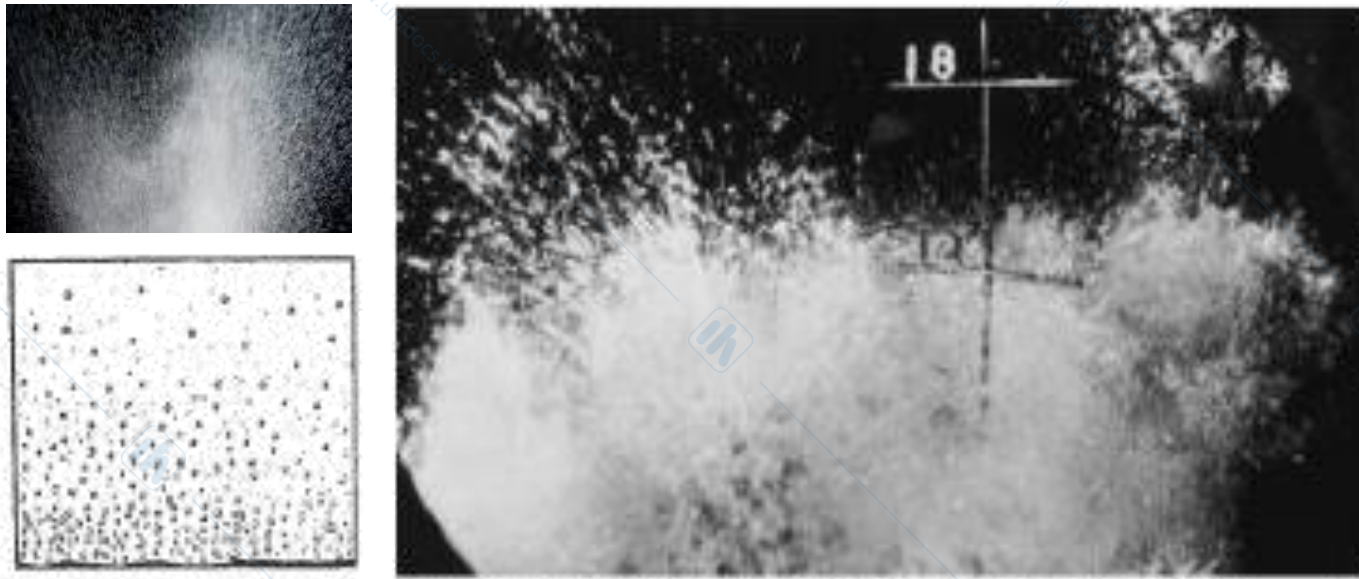


## Regimi di flusso vapore-liquido per un piatto a contatto



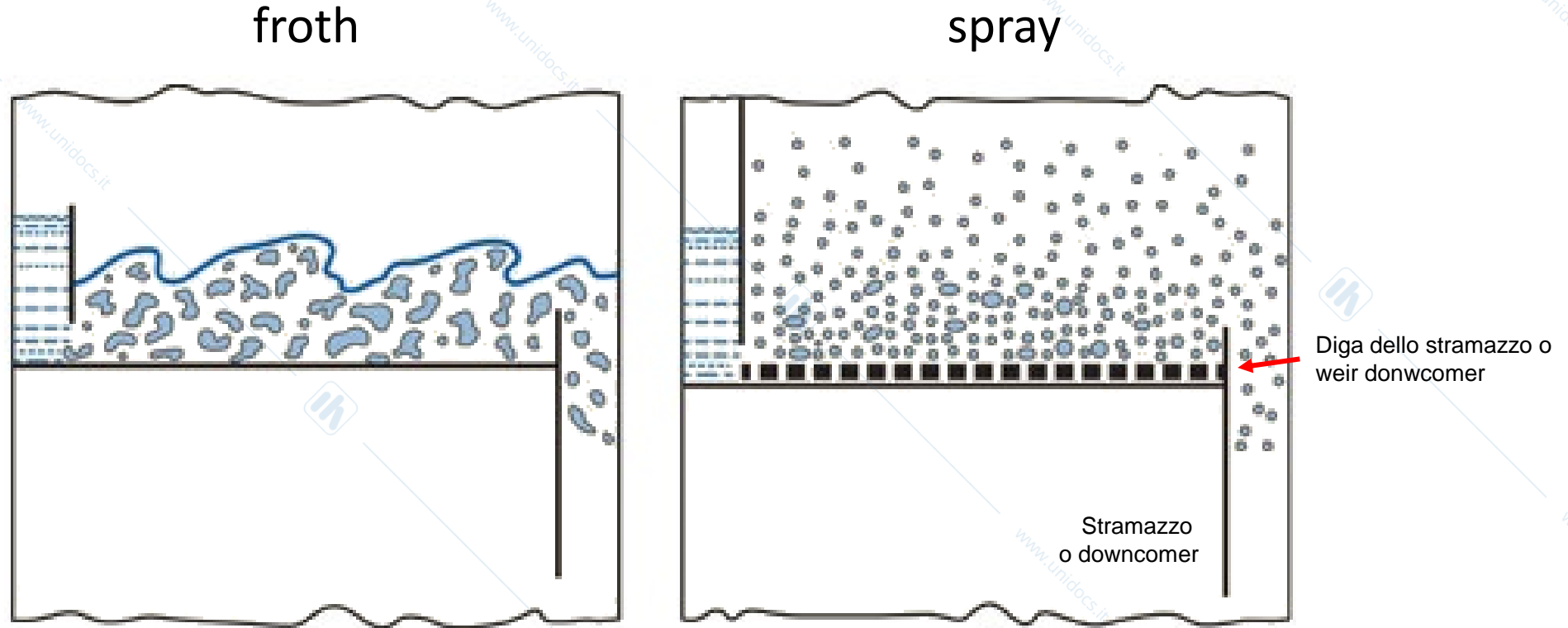
Regimi di flusso: spuma (froth)

E' il regime favorito: la fase liquida è continua e il gas passa attraverso essa in forma di jet o come bolle

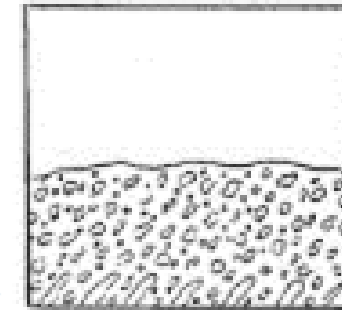
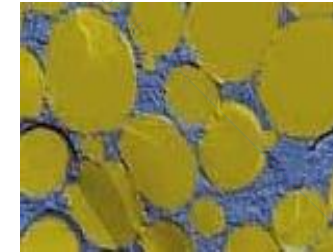
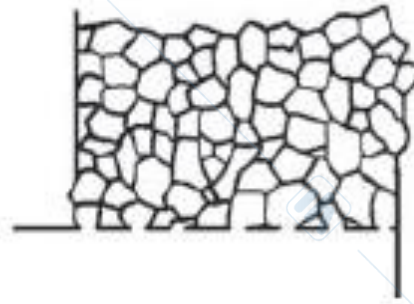
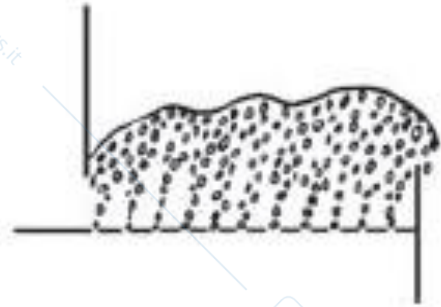


Regimi di flusso: spray

Bassi livelli di liquido (diga dello stramazzo di piccola dimensione) e alte portate di gas



Froth : la fase liquida è continua  
Spray : la fase gas è continua



Regimi di flusso: bubble, schiume cellulari e emulsione

Il liquid è quiescente, le portate di gas sono basse.

Ad alte portate di liquido, le bolle possono provocare emulsione e schiume indesiderate

## PROGETTAZIONE DI UNA COLONNA DI ASSORBIMENTO A PIATTI

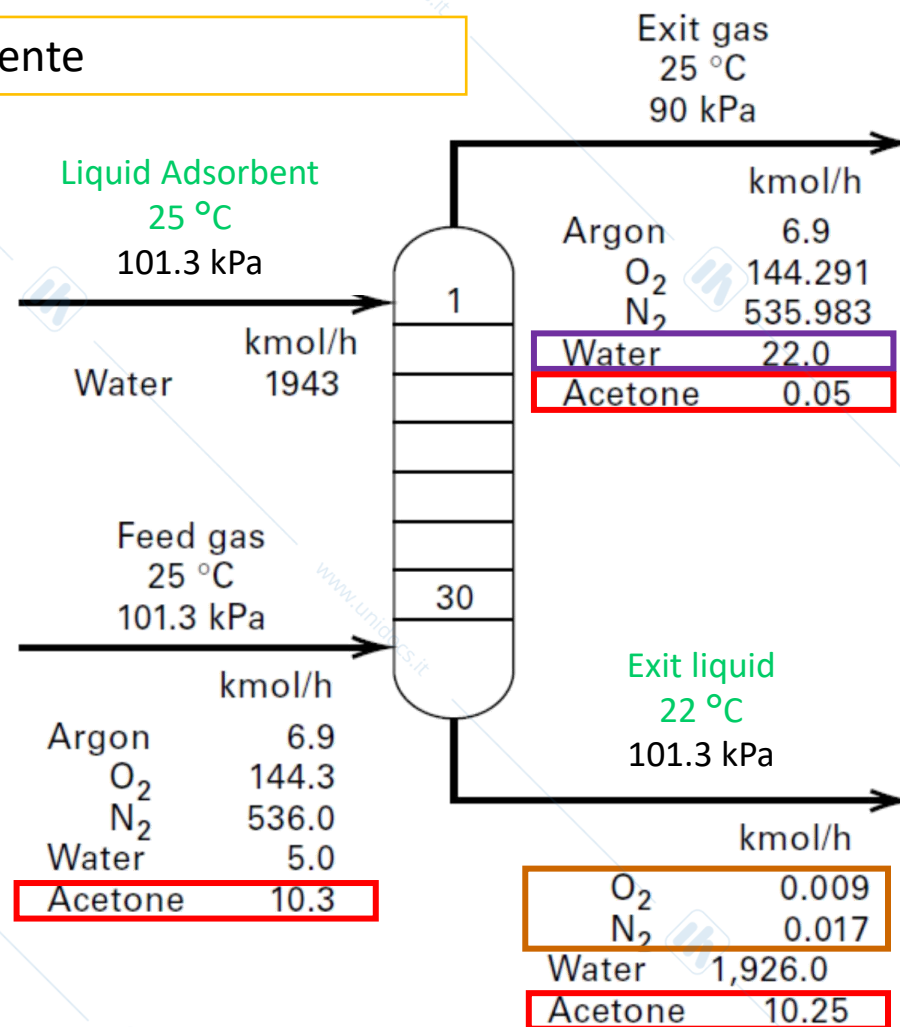
- ❑ **Metodi grafici e analitici (metodo di Kremser):** per miscele diluite di soluto e operazioni all'incirca isoterme
- ❑ **Metodi numerici:** per miscele concentrate, con equilibri multifase ed effetti termici significativi

**Operazione di assorbimento:** rimozione di acetone da una corrente d'aria proveniente da un essiccatore di fibre di cellulosa

Apparecchiatura a piatti con flusso in controcorrente

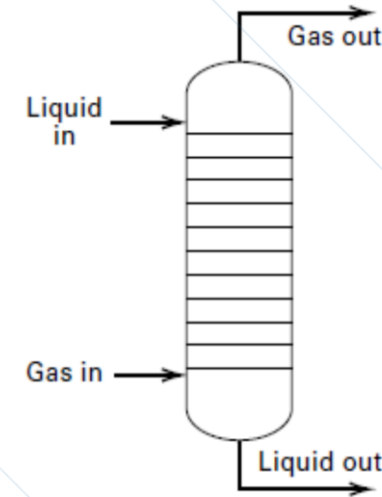
Si notino:

- Lo stripping (incompleto) dell'acqua
- La riduzione della temperatura del liquido per evaporazione
- La saturazione in acqua del gas
- La saturazione in aria del liquido



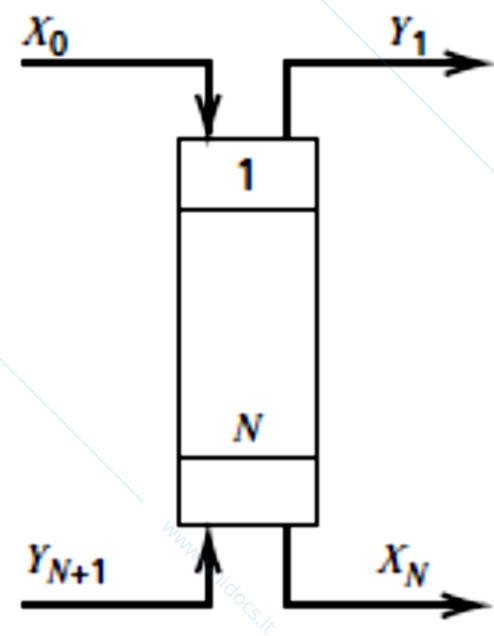
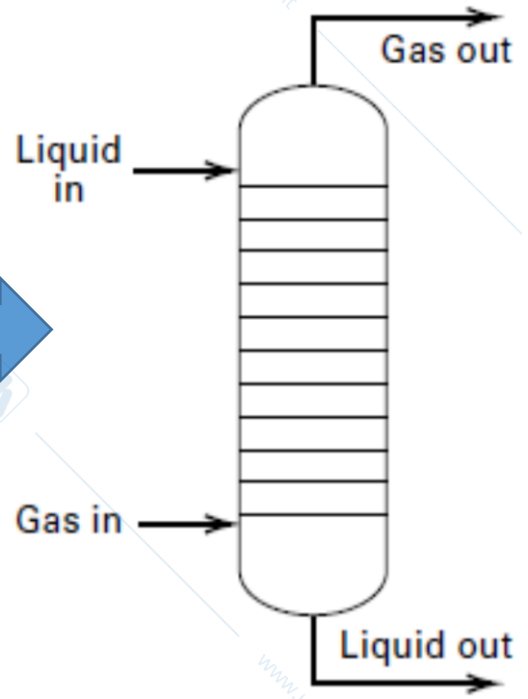
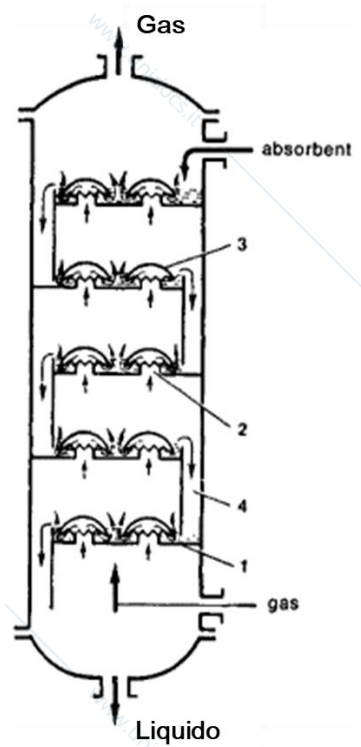
Ipotesi di lavoro: Rimozione di un componente in fase gas con solvente puro

- i. **Il sistema è isoterma e isobarico**
- ii. Il calore di assorbimento è trascurabile
- iii. Il carrier gas è insolubile
- iv. Il solvente non è volatile



A Temperatura e Pressioni sono costanti, la legge di Henry verifica – in condizioni ideali – che fissata la composizione in fase vapore rimane fissata la composizione in fase liquida e viceversa

# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti



numero piatti



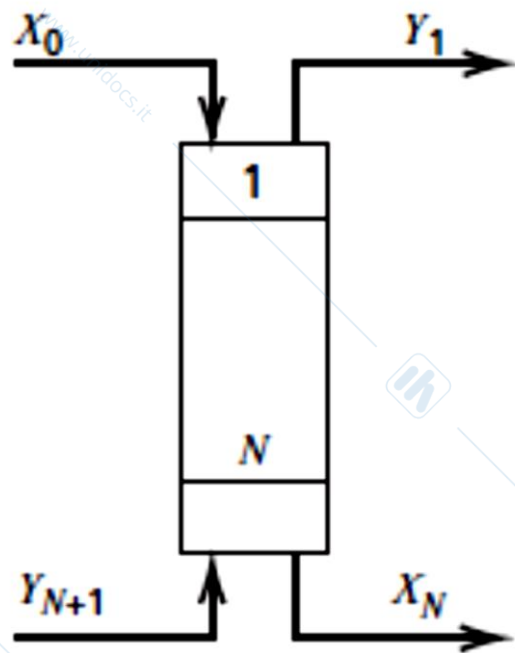
Ogni **piatto ideale** è uno stadio di equilibrio.

Vale la legge di Henry:

$$P \cdot y_i = H(T) \cdot x_i$$

E per soluzioni diluite:

$$K = \frac{y_i}{x_i} \approx \frac{Y_i}{X_i} = \frac{H(T)}{P}$$



Per soluzioni non diluite, abbiamo già sviluppato le relazioni tra  $x$  e  $X$ ;  $y$  e  $Y$ :

$$K = \frac{y}{x} = \frac{\frac{Y}{1+Y}}{\frac{X}{1+X}} = \frac{H(T)}{P}$$

$$\frac{Y}{1+Y} = K \frac{X}{1+X}$$

$$Y = \frac{KX(1+Y)}{1+X} = \frac{KX + KXY}{1+X}$$

$$Y \left[ 1 - K \frac{X}{1+X} \right] = \frac{KX}{1+X}$$

$$Y = \frac{KX}{1+X(1-K)}$$

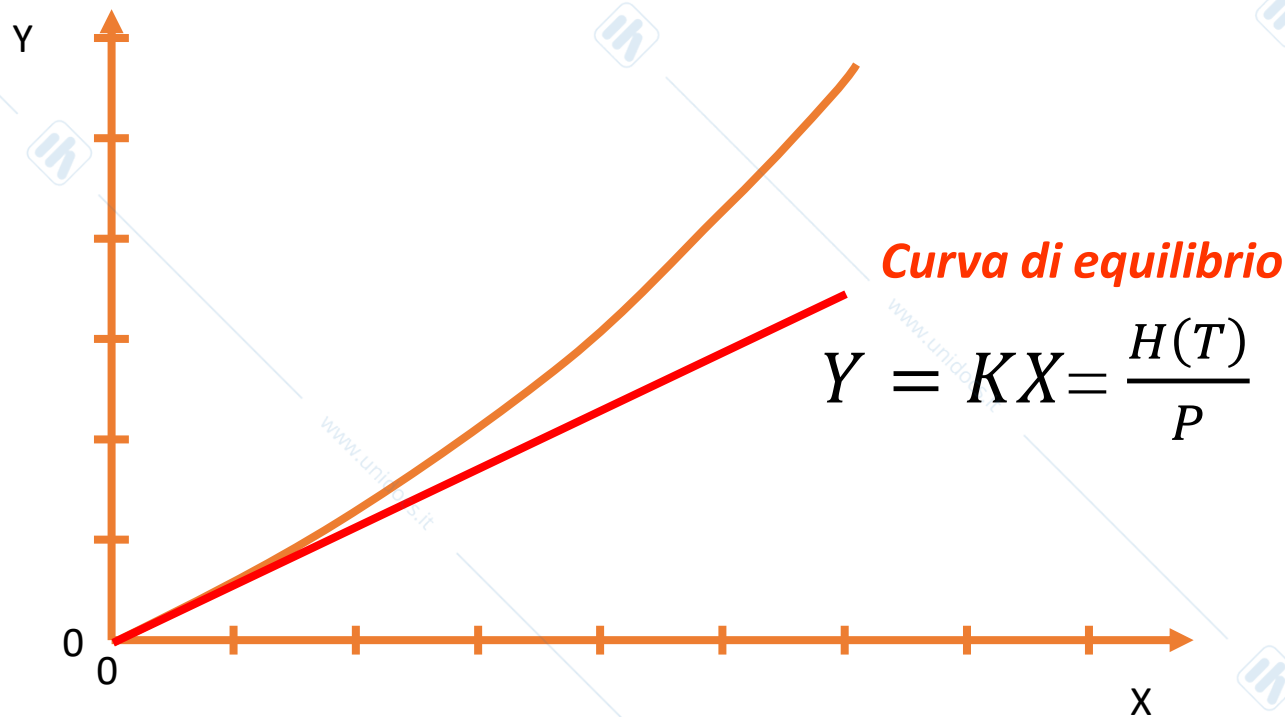
$$Y = \frac{KX}{1 + X(1 - K)}$$



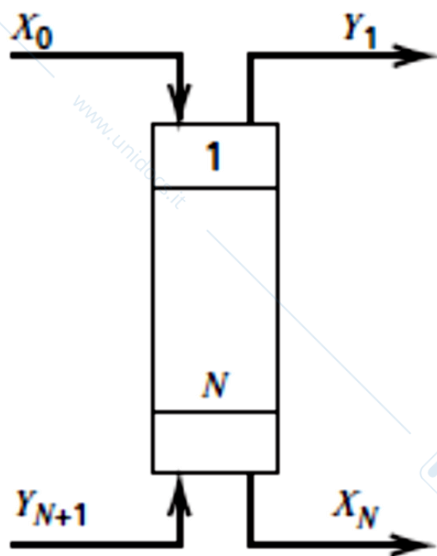
## Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

Se  $Y \ll 1$  e  $X \ll 1$  allora  $x = X$  e  $y = Y$ , e la relazione è lineare

$$Y = \frac{KX}{1 + X(1 - K)} \approx KX$$



# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti



Piatto 1 = ingresso liquido

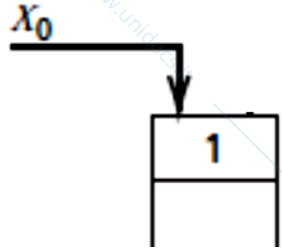
Piatto N = ingresso gas

$L$  = portata molare di solvente puro (senza soluto)

$V$  = portata molare di gas (senza soluto)

Se il solvente non vaporizza e il gas non viene assorbito in quantità rilevanti, allora  $L$  e  $V$  sono costanti lungo la colonna

Se  $L$  e  $V$  non cambiano allora la portata di soluto in ingresso con il liquido al piatto 1 sarà:



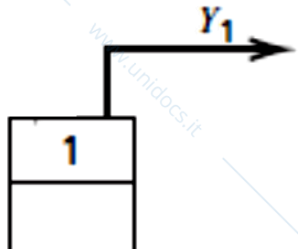
$$\text{portata di soluto} = \frac{\text{moli soluto in fase liquida}}{\text{tempo}}$$

Moltiplico e divido per moli di solvente:

$$\text{portata di soluto} = \frac{\text{moli solvente}}{\text{tempo}} \cdot \frac{\text{moli soluto in fase liquida}}{\text{moli solvente}}$$

$$\text{portata di soluto in ingresso in fase liquida} = L \cdot X_0$$

Analogamente, in uscita al piatto 1:



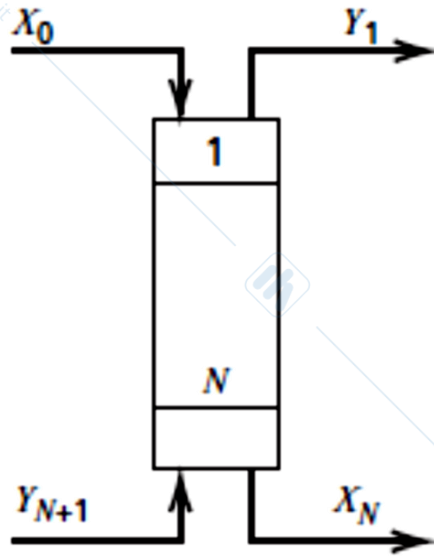
$$\text{portata di soluto} = \frac{\text{moli soluto in fase gas}}{\text{tempo}}$$

Moltiplico e divido per moli di solvente:

$$\text{portata di soluto} = \frac{\text{moli solvente}}{\text{tempo}} \cdot \frac{\text{moli soluto in fase gas}}{\text{moli solvente}}$$

$$\text{portata di soluto in uscita in fase gas} = V \cdot Y_1$$

## Bilancio di materia per il soluto al piatto 1

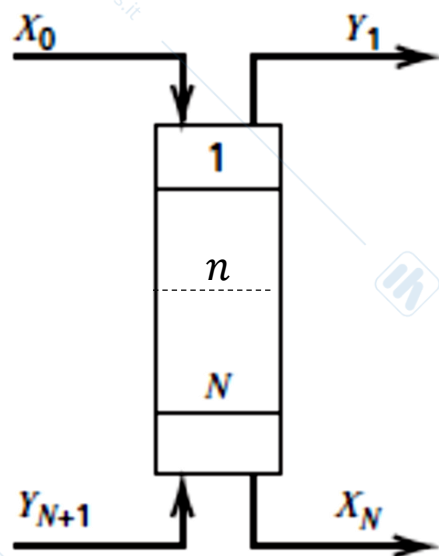


## Bilancio di materia sul piatto 1

Soluto In = Soluto Out

$$L \cdot X_0 + V \cdot Y_2 = L \cdot X_1 + V \cdot Y_1$$

Bilancio di materia per il soluto tra il piatto 1 al generico piatto di colonna o al fondo di colonna



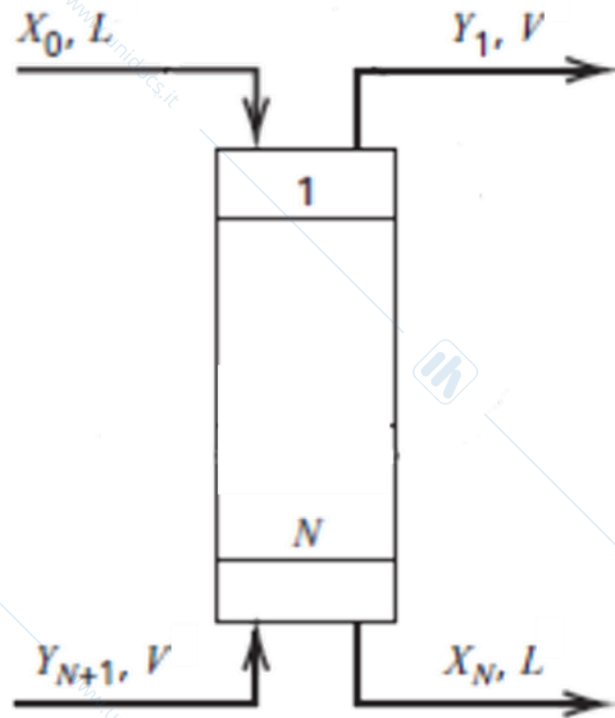
Bilancio di materia globale

Soluto In = Soluto Out

$$L \cdot X_0 + V \cdot Y_{n+1} = L \cdot X_n + V \cdot Y_1$$

$$L \cdot X_0 + V \cdot Y_{N+1} = L \cdot X_N + V \cdot Y_1$$

$$L \cdot X_0 + V \cdot Y_{N+1} = L \cdot X_N + V \cdot Y_1$$



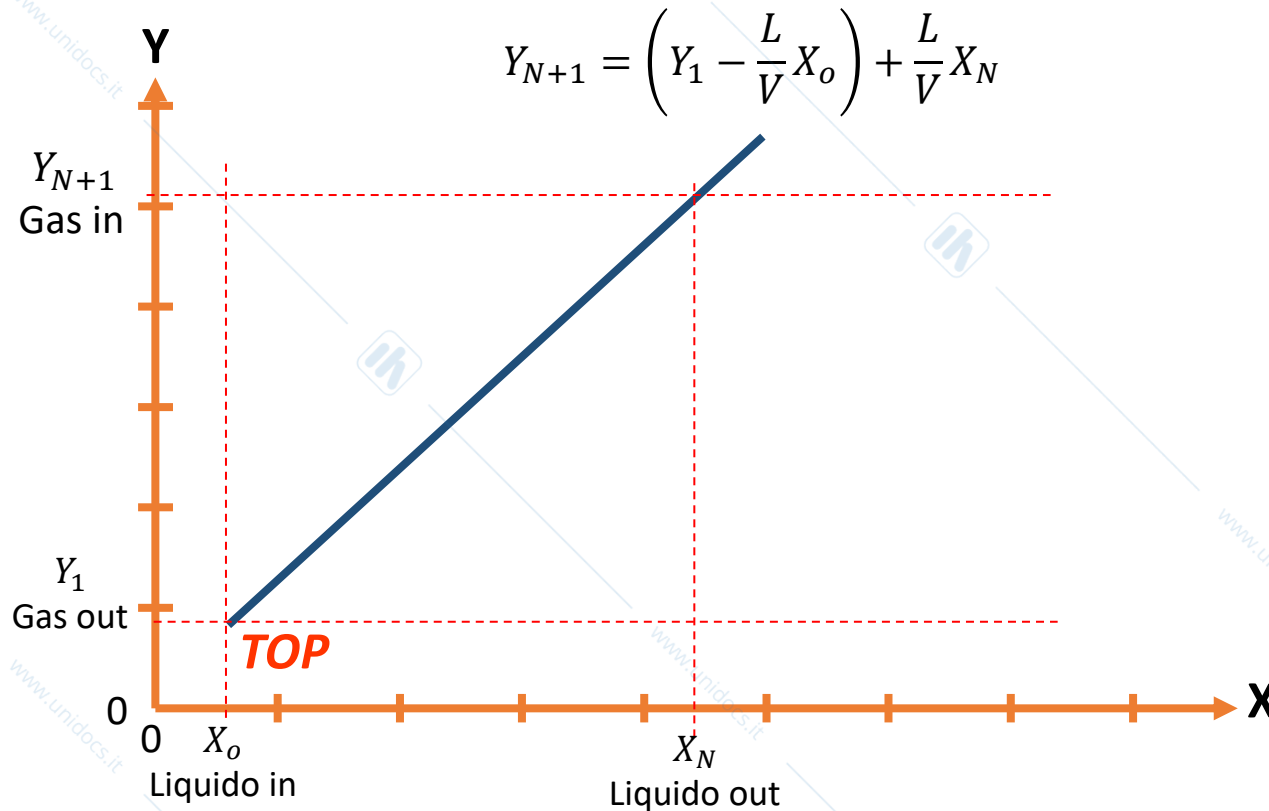
$$Y_{N+1} = \frac{L}{V} \cdot X_N + Y_1 - \frac{L}{V} \cdot X_0$$

Equazione della retta di lavoro

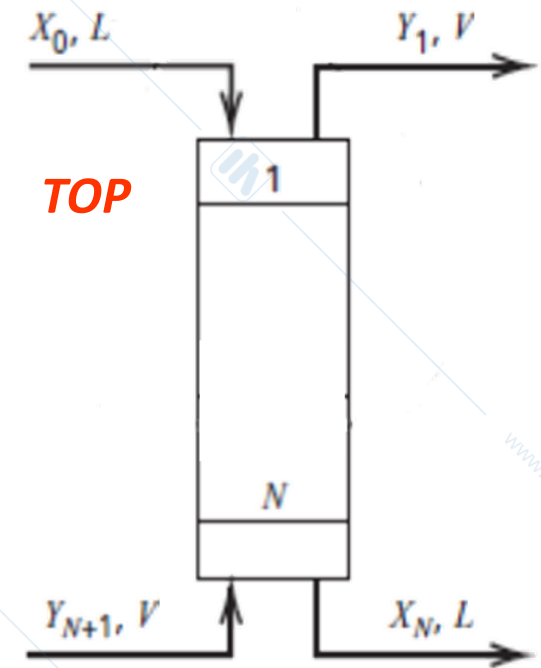
$$Y = a + bx$$

$$Y_{N+1} = \left( Y_1 - \frac{L}{V} \cdot X_0 \right) + \frac{L}{V} \cdot X_N$$

## Curva di lavoro (operating line)



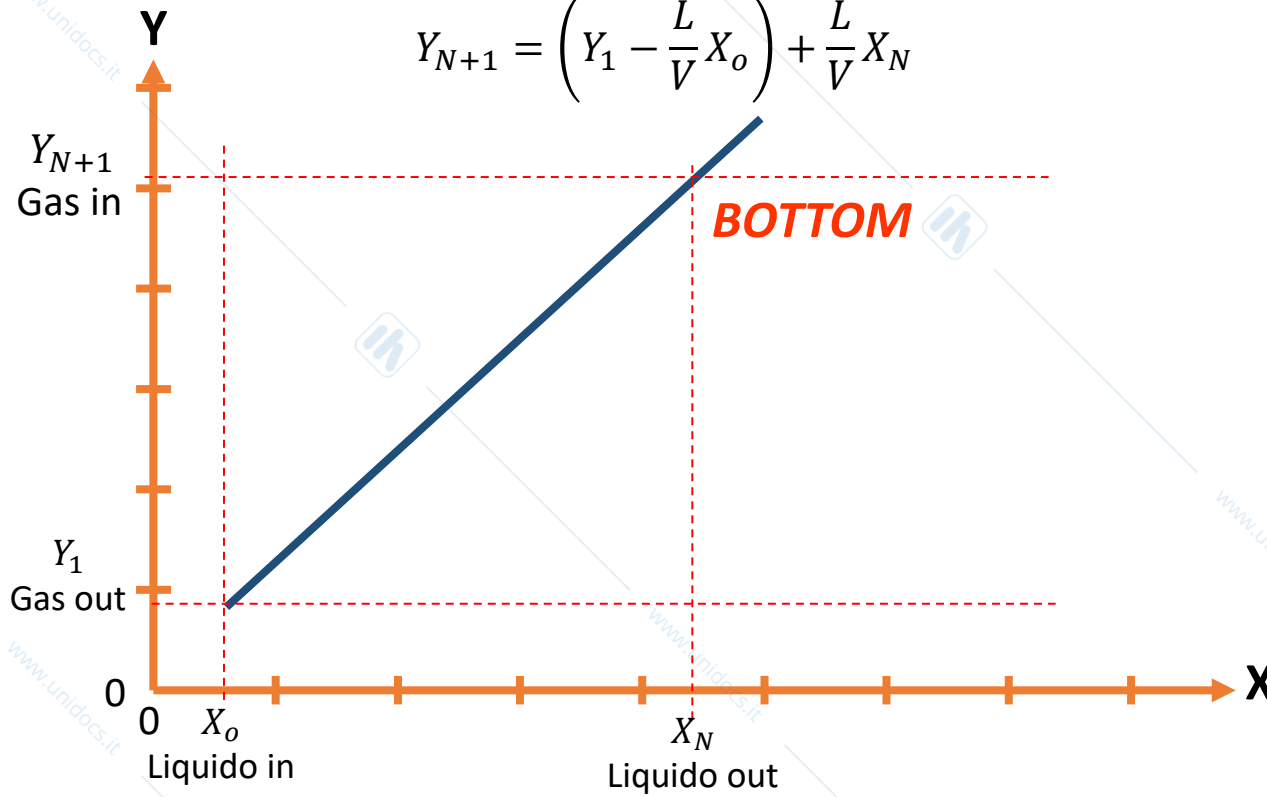
## Diagramma di McCabe-Thiele



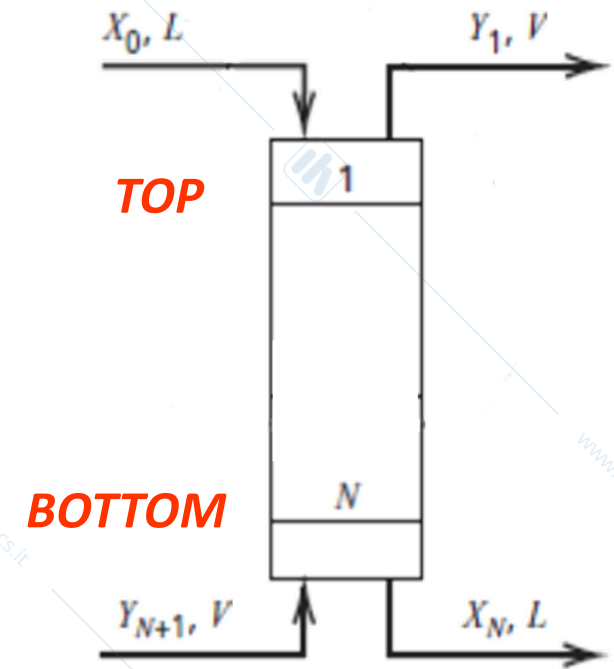
Ogni curva di lavoro passa per il punto che rappresenta il TOP della colonna e si caratterizza per una **pendenza  $L/V$** , essendo il punto finale caratterizzato dalle condizioni iniziali del gas  $Y_{N+1}$

## Curva di lavoro (operating line)

$$Y_{N+1} = \left( Y_1 - \frac{L}{V} X_0 \right) + \frac{L}{V} X_N$$



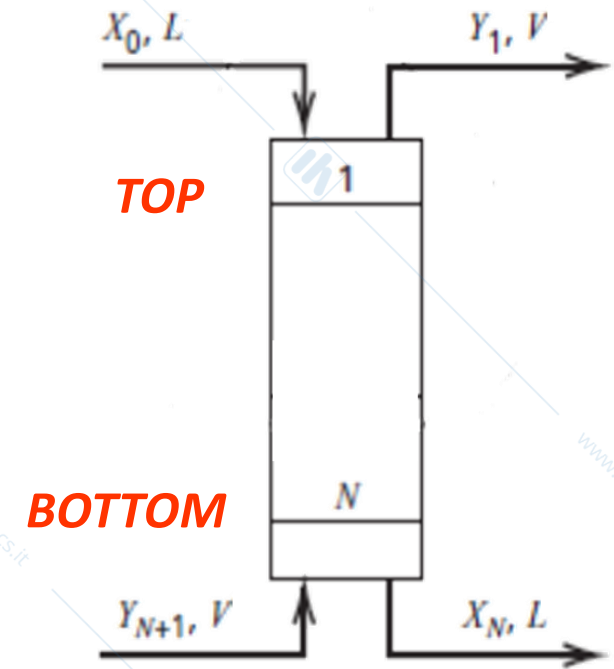
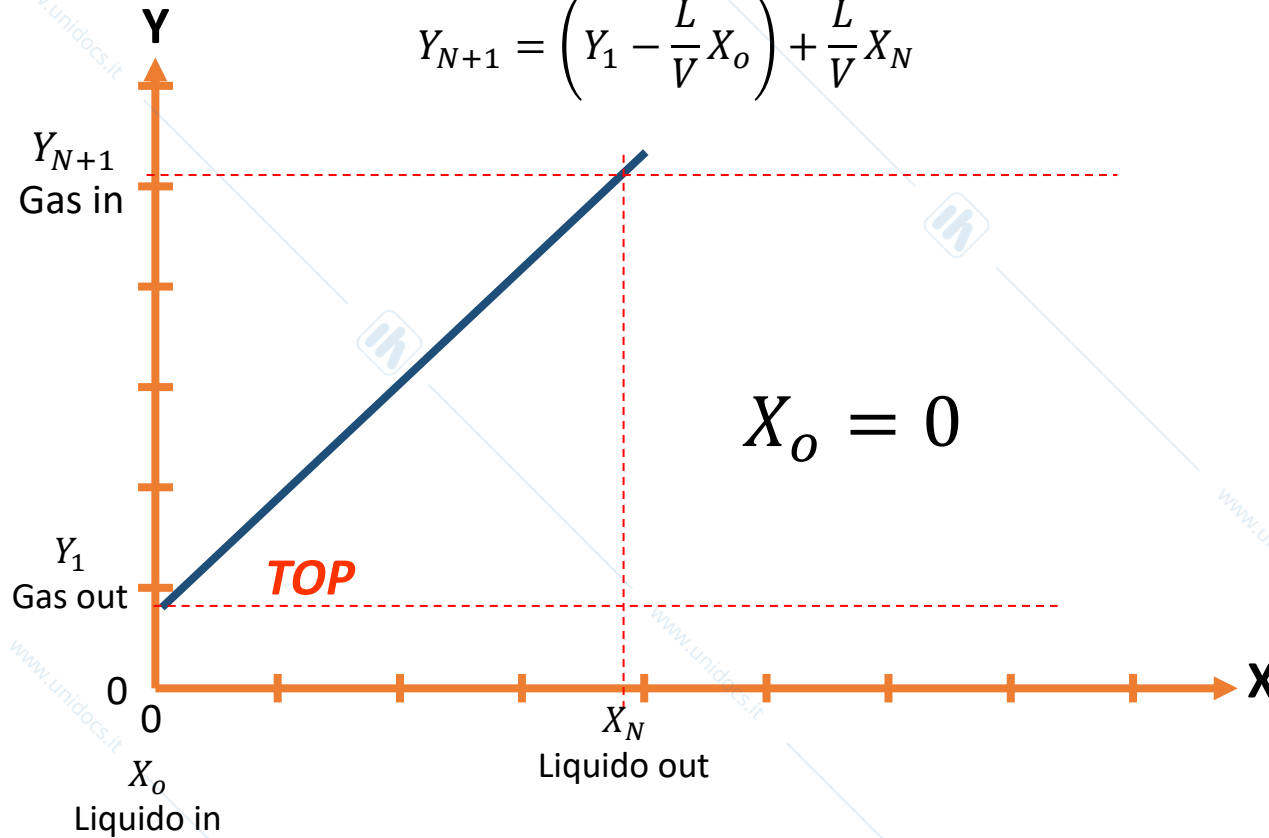
## Diagramma di McCabe-Thiele



# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

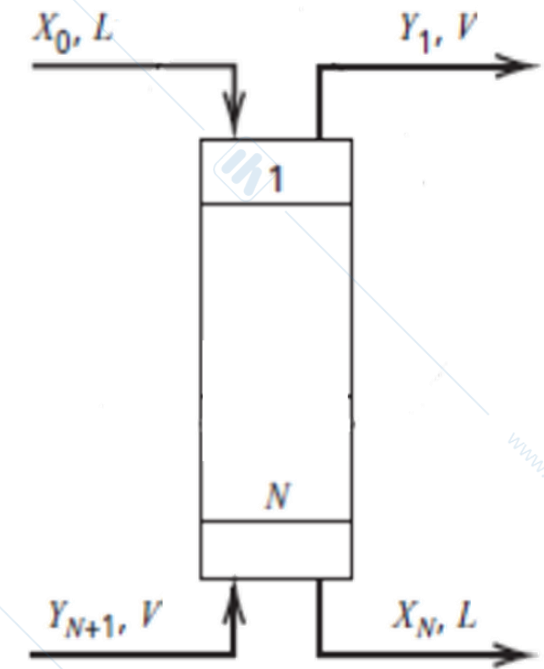
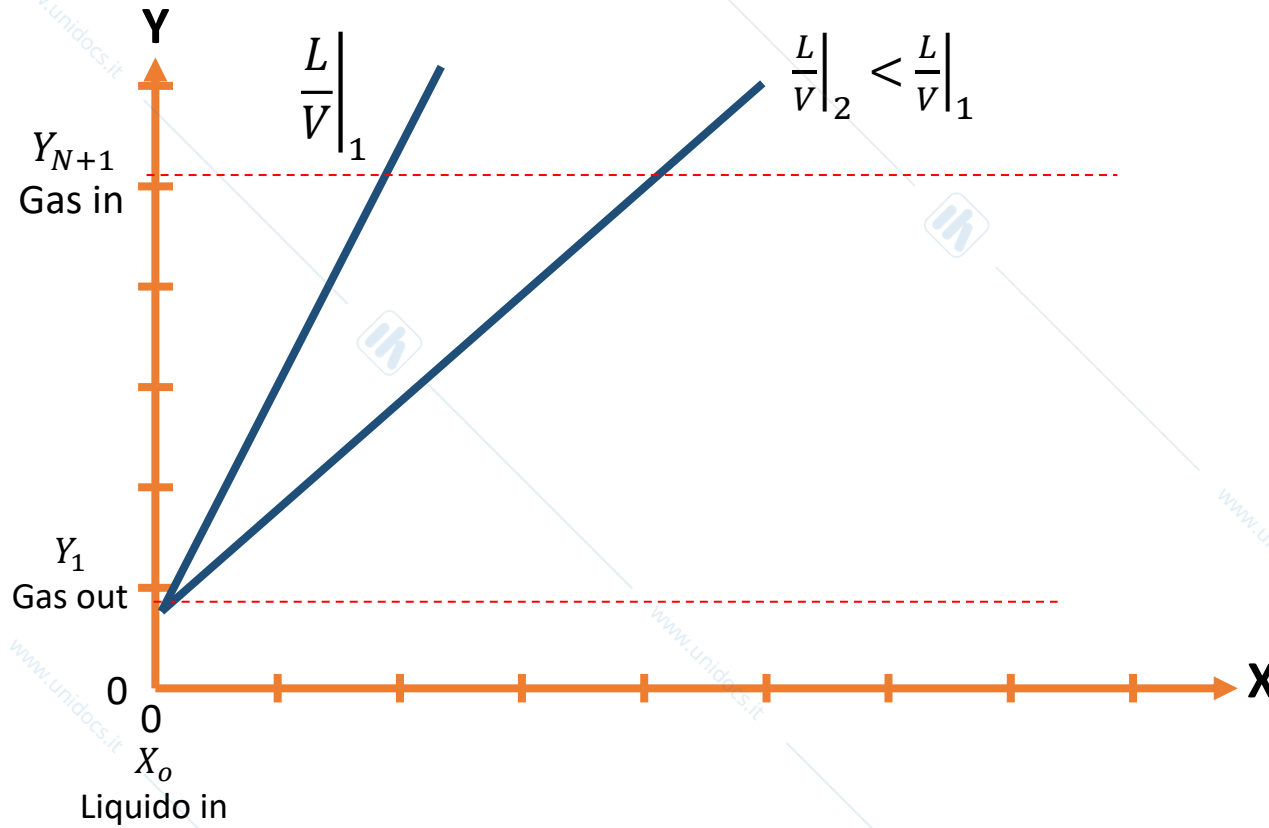
## Curva di lavoro (operating line)

$$Y_{N+1} = \left( Y_1 - \frac{L}{V} X_0 \right) + \frac{L}{V} X_N$$

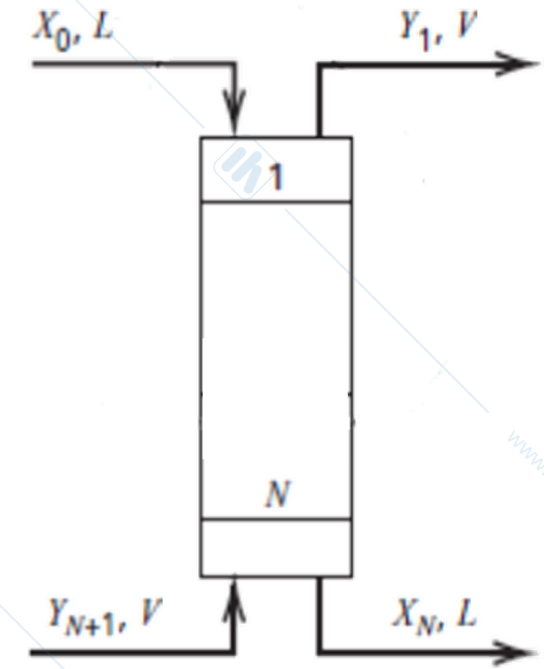
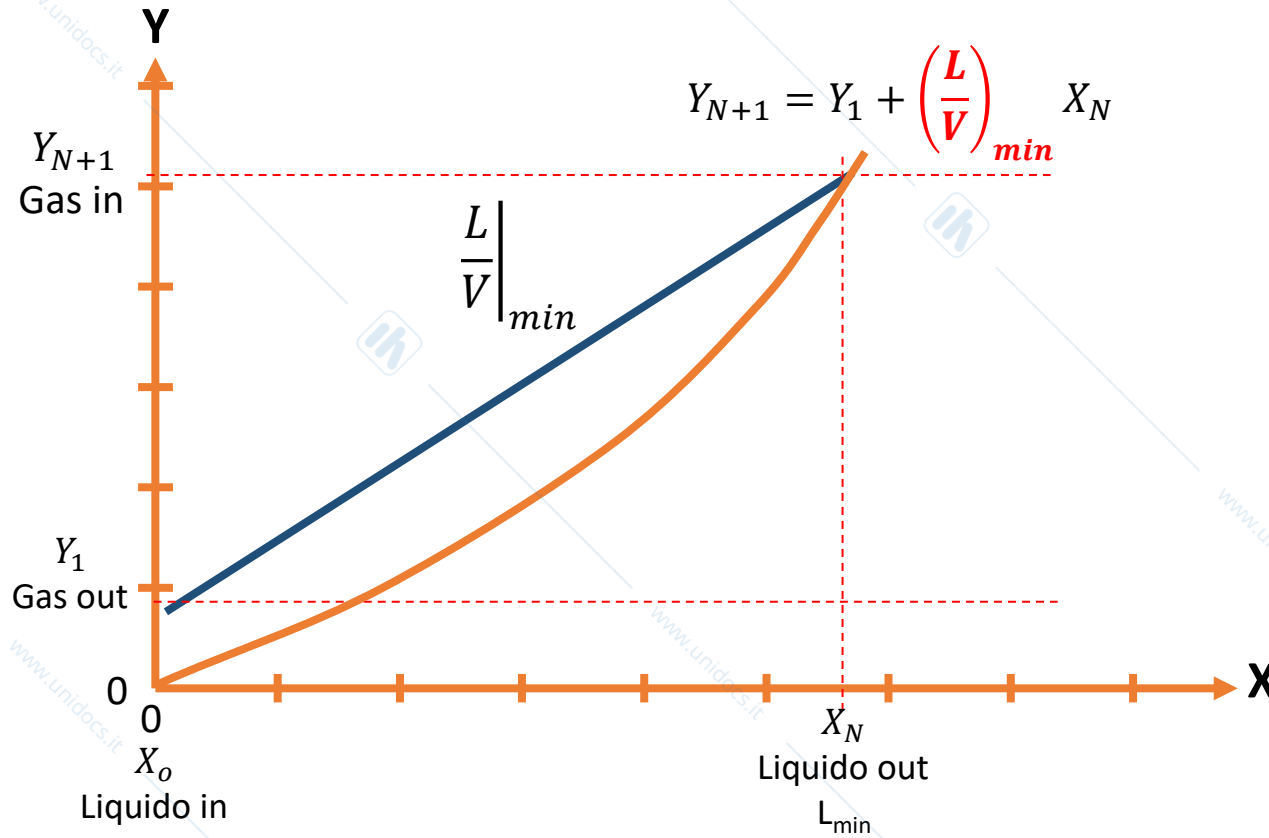


## Curva di lavoro (operating line)

$$Y_{N+1} = Y_1 + \frac{L}{V} X_N$$



## Pendenza minima (rapporto L/V)



## La portata minima di solvente

Per  $L = L_{\min}$  si ha che il liquido N e il vapore N+1 sono in equilibrio

Se:

$$K = \frac{H(T)}{P} = \frac{Y_{N+1}}{1 + Y_{N+1}} \frac{1 + X_N}{X_N}$$

allora:

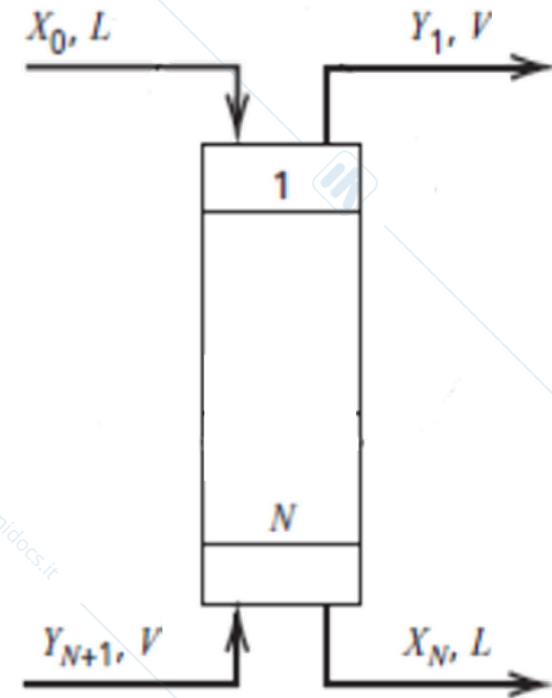
$$X_N = \frac{Y_{N+1}(1 + X_N)}{K(1 + Y_{N+1})}$$

da cui:

$$KX_N + KY_{N+1}X_N - Y_{N+1}X_N = Y_{N+1}$$

$$X_N \cdot (K + KY_{N+1} - Y_{N+1}) = Y_{N+1}$$

$$X_N = \frac{Y_{N+1}}{K + KY_{N+1} - Y_{N+1}}$$



Risolvendo e sostituendo nella equazione di bilancio di materia (retta di lavoro) si ha:

$$X_N = \frac{Y_{N+1}}{K + Y_{N+1}(K - 1)}$$

$$Y_{N+1} = Y_1 + \left(\frac{L}{V}\right)_{min} \cdot X_N$$

$$Y_{N+1} = Y_1 + \left(\frac{L}{V}\right)_{min} \frac{Y_{N+1}}{K + Y_{N+1}(K - 1)}$$

$$Y_{N+1} - Y_1 = \left(\frac{L}{V}\right)_{min} \left(\frac{Y_{N+1}}{K + Y_{N+1}(K - 1)}\right)$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{(Y_{N+1} - Y_1)}{\frac{Y_{N+1}}{K + Y_{N+1}(K - 1)}}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{(Y_{N+1} - Y_1)}{\frac{Y_{N+1}}{K + Y_{N+1}(K - 1)}}$$

Se  $V$  è la corrente da purificare, nota, allora:

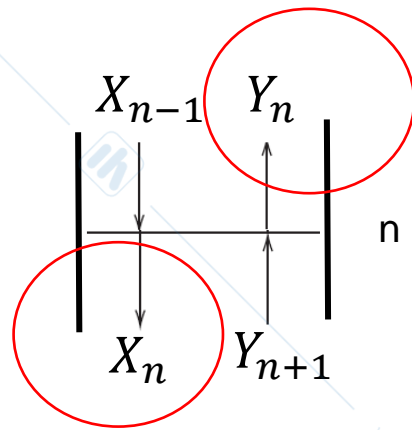
$$L_{min} = \frac{V \cdot (Y_{N+1} - Y_1)}{\frac{Y_{N+1}}{K + Y_{N+1}(K - 1)}}$$

La scelta tipica di design è:  $1.1 L_{min} < L < 2 L_{min}$

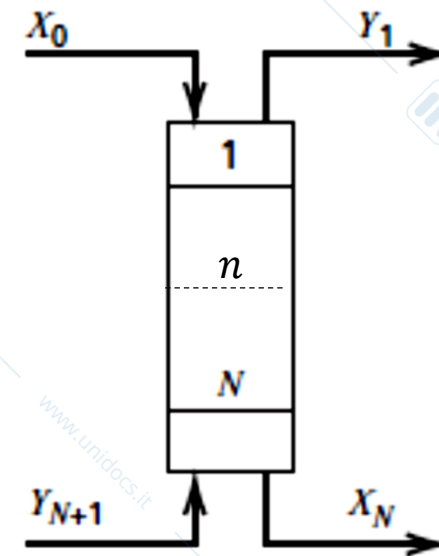
# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

La **curva di equilibrio** mette in relazione la concentrazione di soluto nel vapore che lascia uno stadio di *equilibrio* alla concentrazione del soluto nel liquido che lascia lo stesso stadio

$$Y_n = \frac{KX_n}{1 + X_n(1 - K)}$$

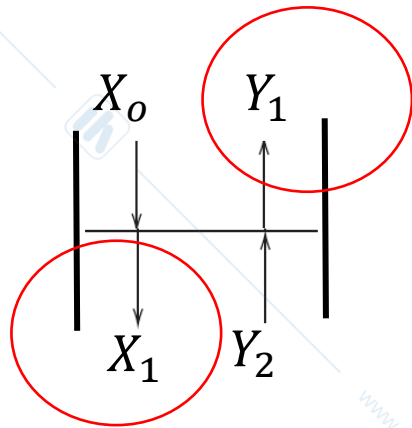


equilibrium curve  
(leaving streams)

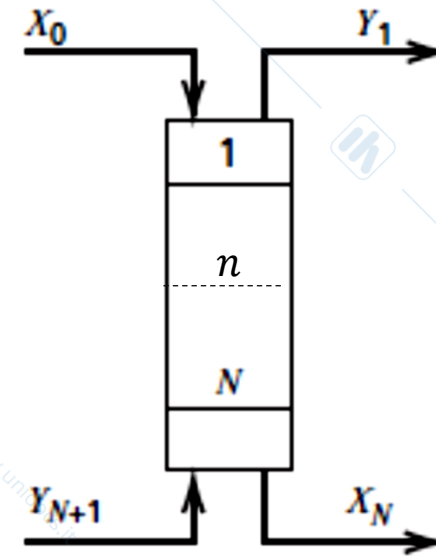


Al primo piatto vale, ad esempio:

$$Y_1 = \frac{KX_1}{1 + X_1(1 - K)}$$



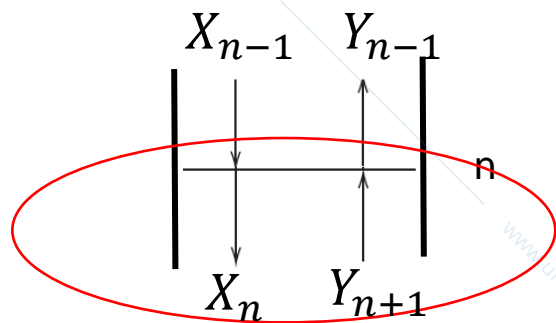
equilibrium curve  
(leaving streams)



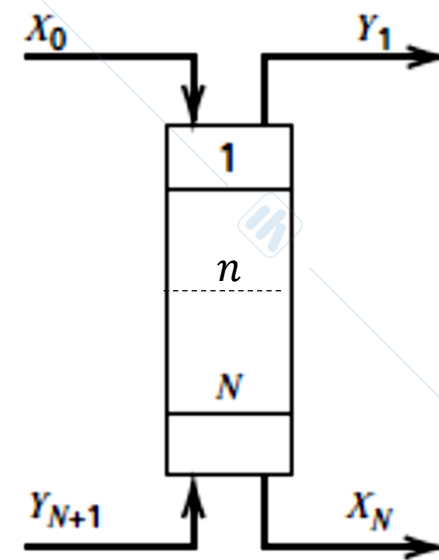
# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

La **operating line** relaziona la concentrazione del soluto *nella fase vapore* che entra dal basso al piatto  $n$  alla concentrazione del soluto nel liquido che esce dallo stesso piatto

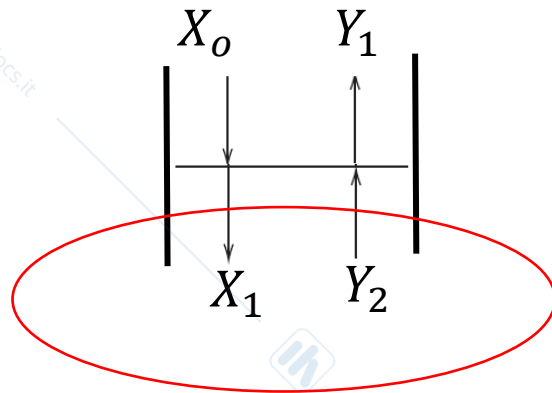
$$Y_{n+1} = \left( Y_{n-1} - \frac{L}{V} X_{n-1} \right) + \frac{L}{V} X_n$$



operating line  
(passing streams)

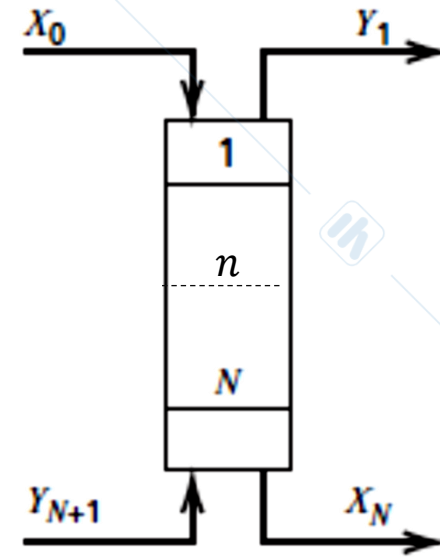


Al primo piatto vale quindi:



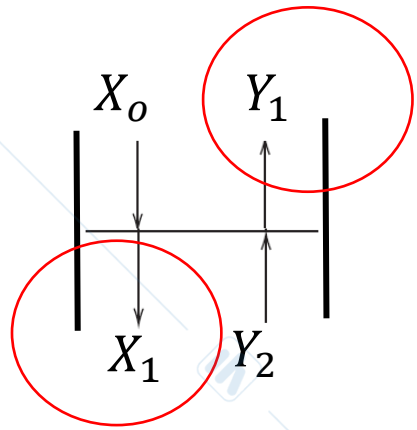
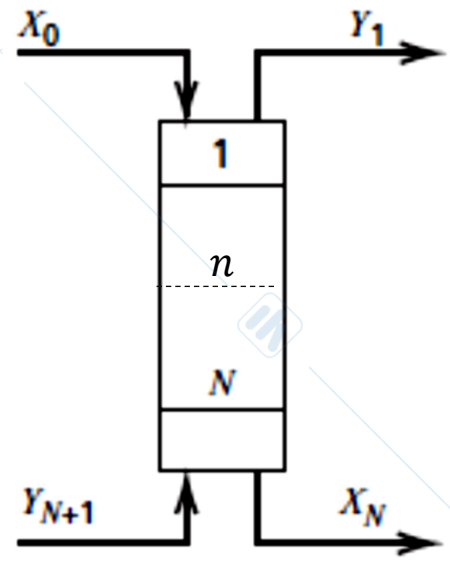
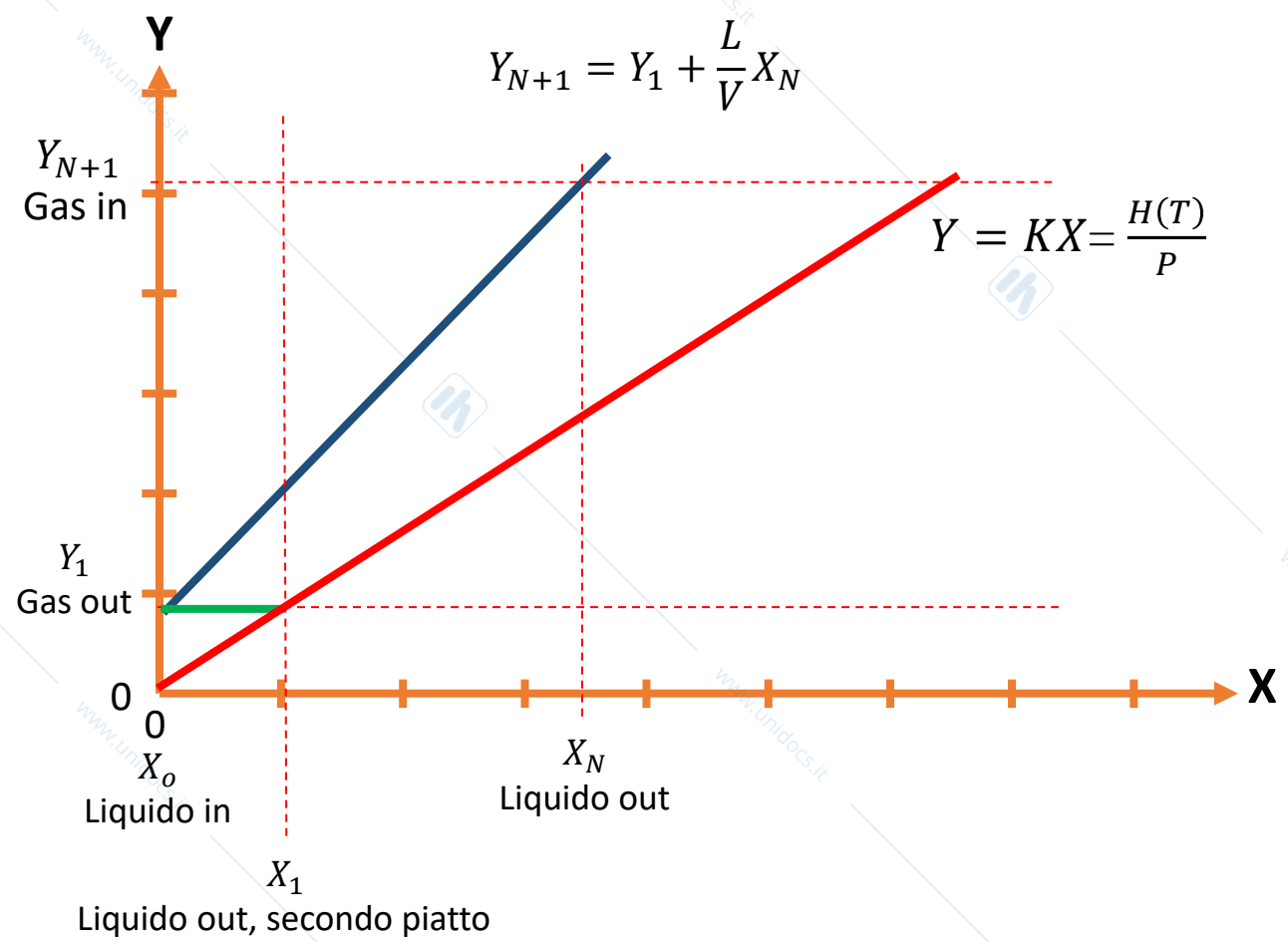
operating line  
(passing streams)

$$Y_2 = \left( Y_1 - \frac{L}{V} X_0 \right) + \frac{L}{V} X_1$$



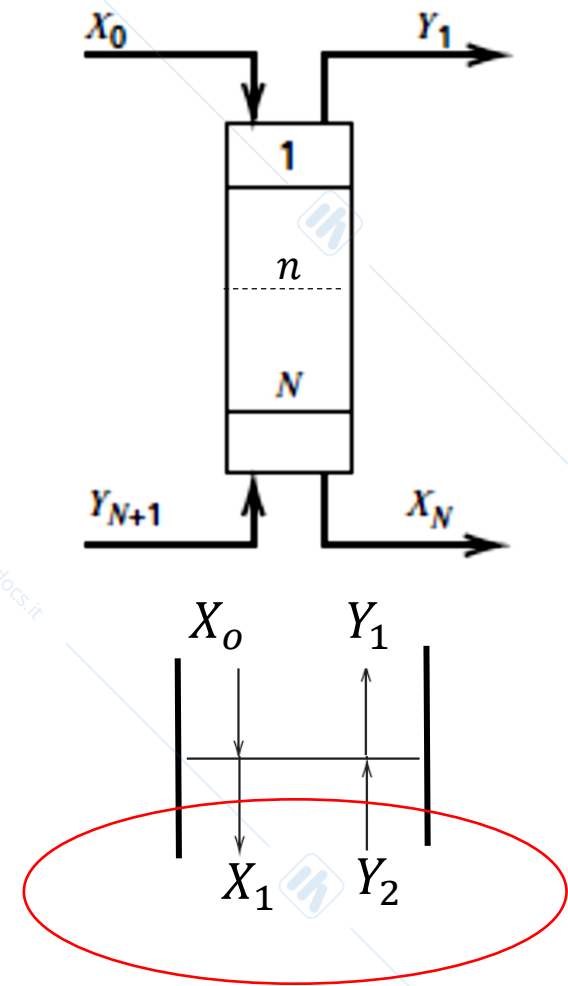
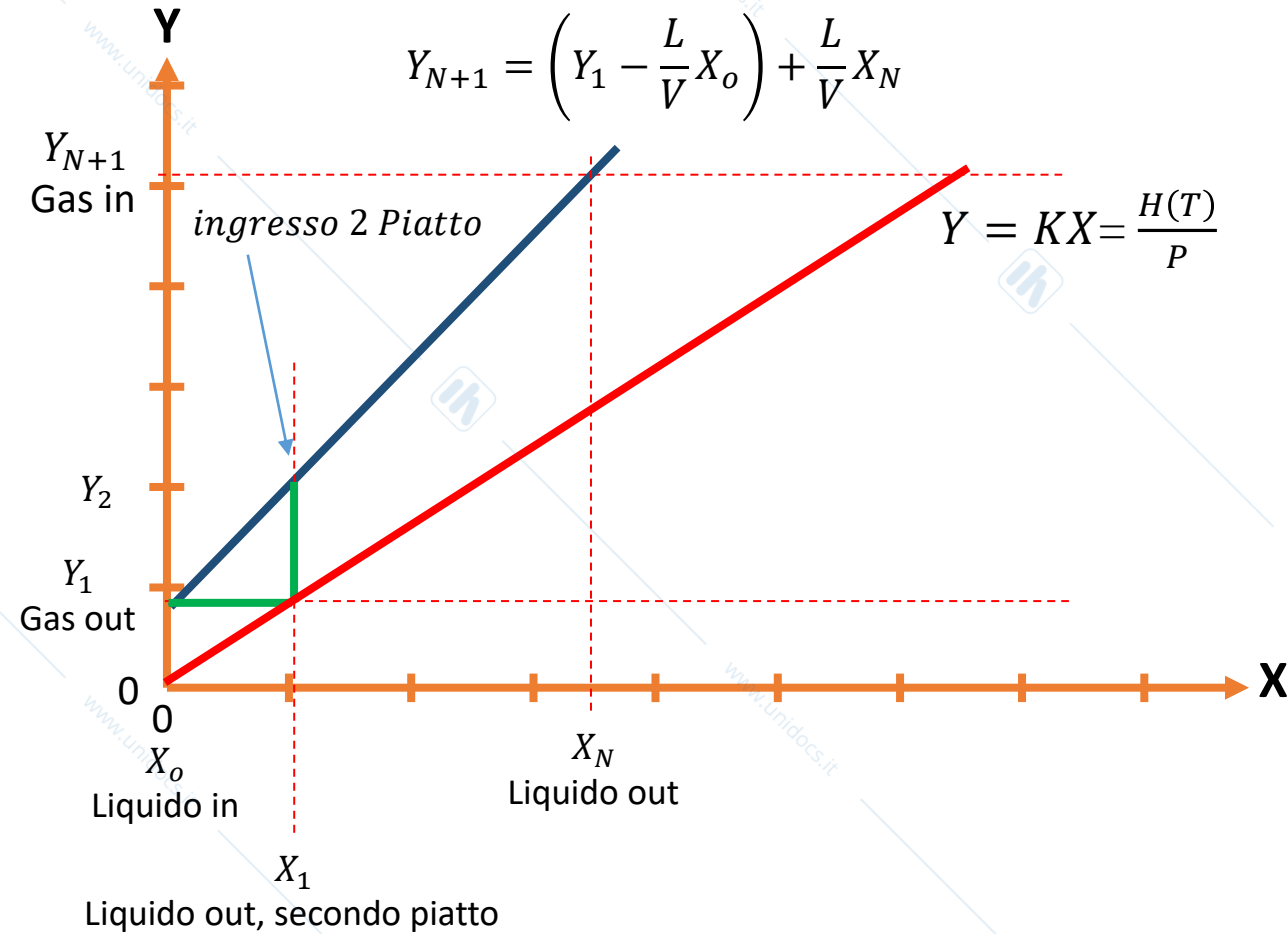
# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

Quindi al primo piatto si entra con  $X_0$ ;  $Y_1$  e si esce all'equilibrio con  $X_1$ ;  $Y_1$ :



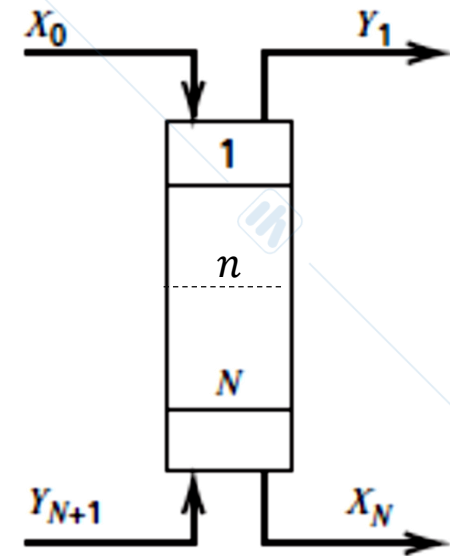
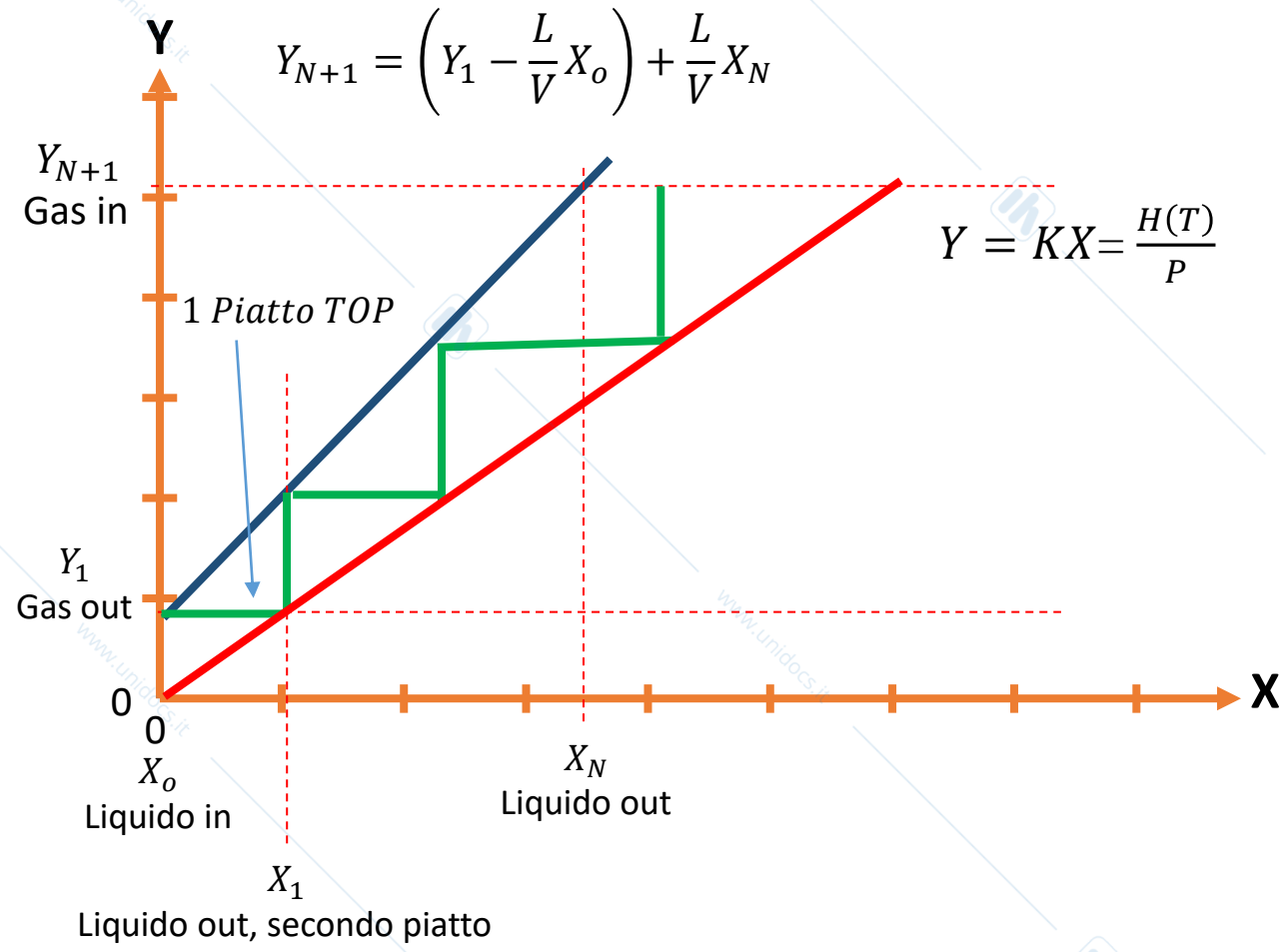
# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

Al secondo piatto si entra con  $X_1$ ;  $Y_1$  e si esce all'equilibrio con  $X_1$ ;  $Y_2$ :



# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

La costruzione grafica si ripete fino al bottom della colonna (il punto più alto), con scelte conservative



Il metodo grafico è di difficile applicazione quando:

- (1) I soluti sono più d'uno
- (2) La concentrazione del soluto è molto bassa o molto alta (diagramma complesso)

Si usano software o metodi analitici

Il **Metodo di Kremser** è un metodo analitico valido rigorosamente per portate molari costanti (*soluzioni diluite*)

## Numero di stadi di equilibrio, metodo di Kremser

Quando la concentrazione del soluto nelle fasi gas e liquido è molto bassa (< 1%), le frazioni molari delle specie  $y_i$  e  $x_i$  possono essere utilizzate direttamente (i.e., non è necessario convertire  $y$  e  $x$  in  $Y$  e  $X$ ) e vale la legge lineare per l'equilibrio

Caso 1: La curva operativa e la curva di equilibrio sono linee parallele

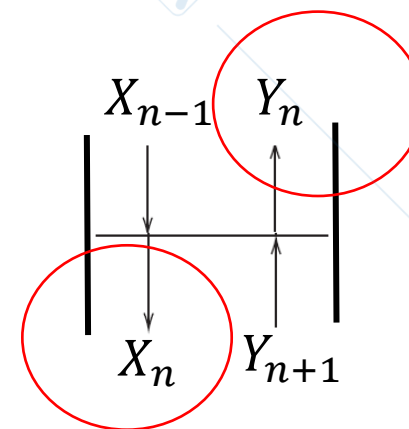
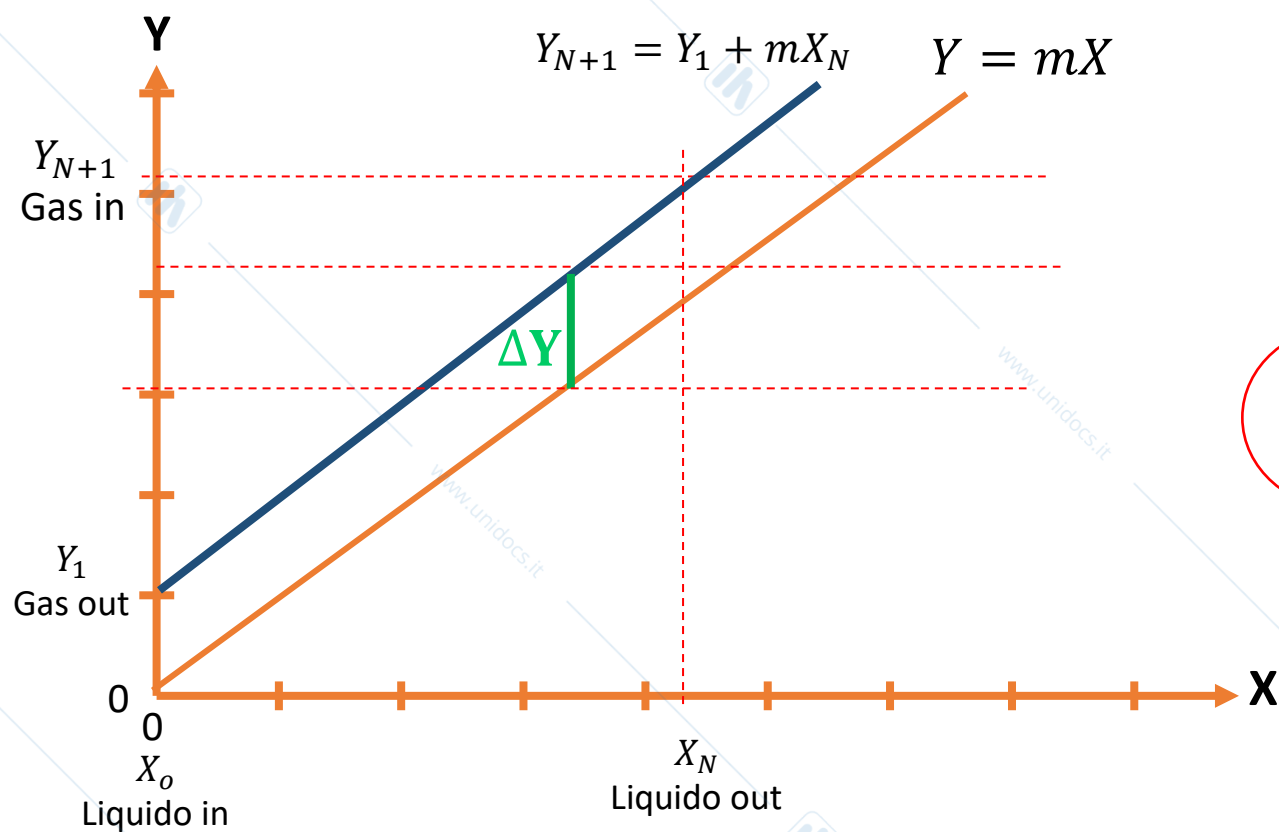
$$Y_{N+1} = Y_1 + \frac{L}{V} X_N$$

$$Y = KX = \frac{H(T)}{P}$$

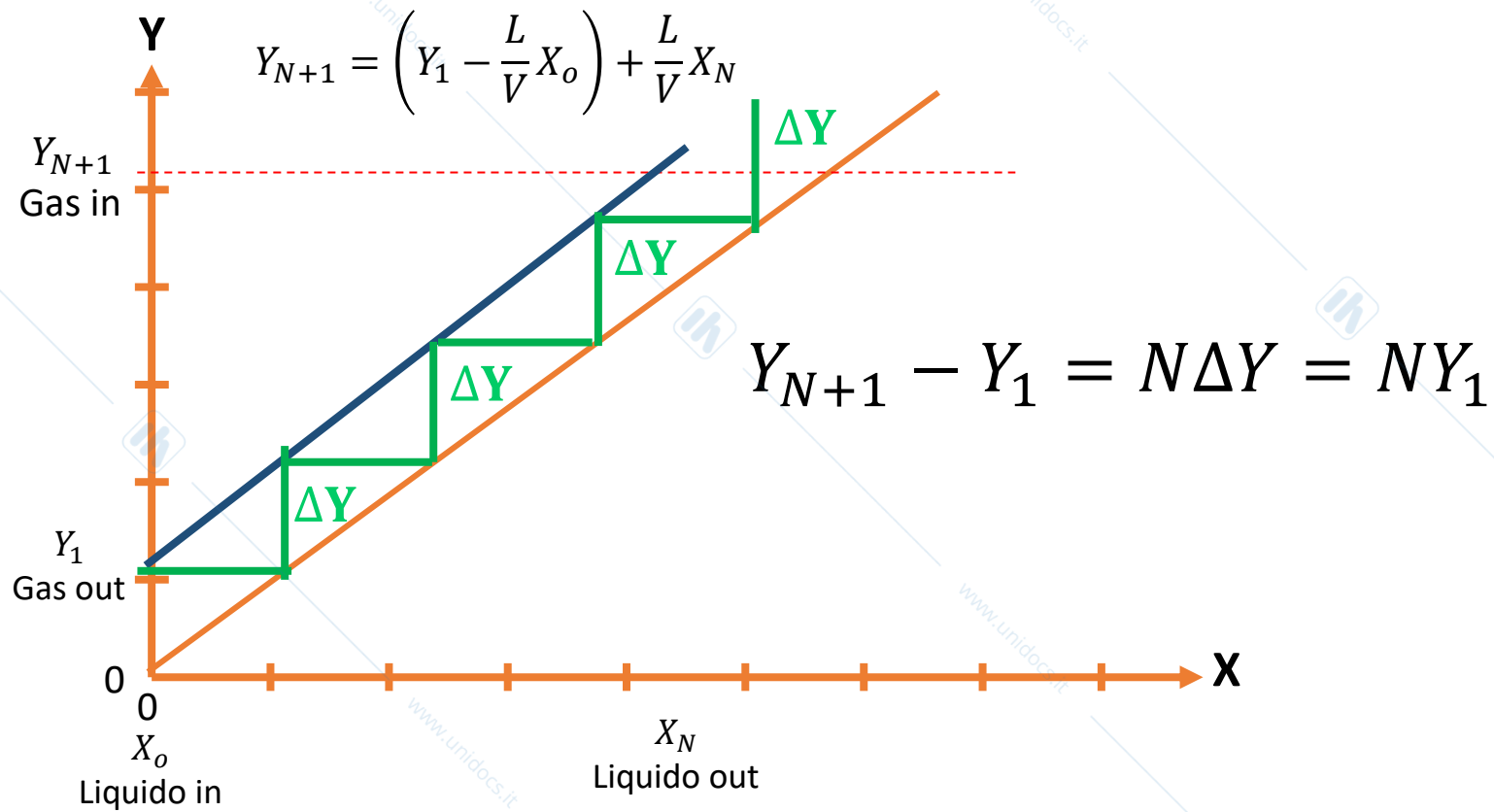
$$m = \frac{Y}{X} = \frac{L}{V}$$

Fissato il numero di stadi di equilibrio  $N$ , il  $\Delta Y$  risulta pari alla differenza tra la linea operativa e la linea di equilibrio:

$$\Delta Y = Y_{n+1} - mX_n = Y_1 + mX_n - mX_n = Y_1$$



# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti



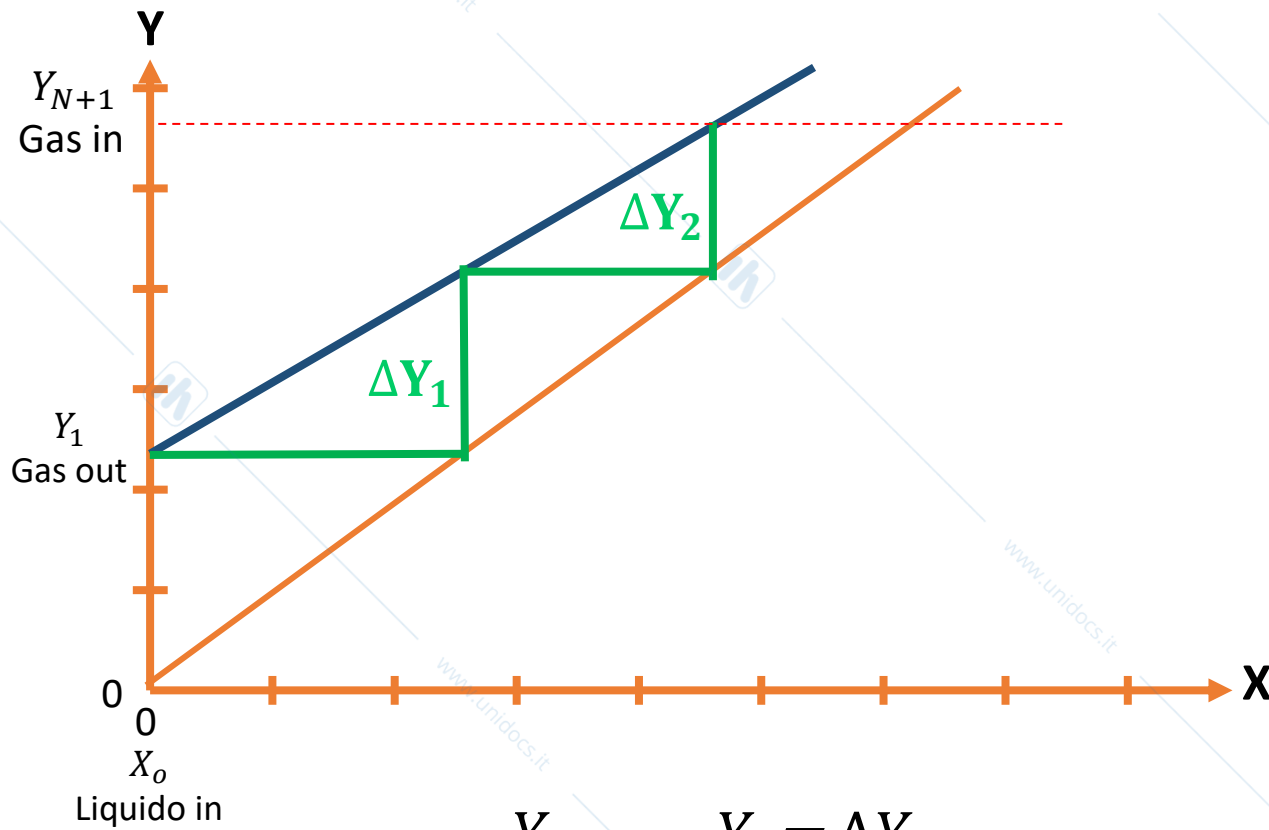
$$\Delta Y = Y_1$$

$$Y_{N+1} - Y_1 = N\Delta Y$$

$$N = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_1}$$

Caso 2: Segmenti non paralleli

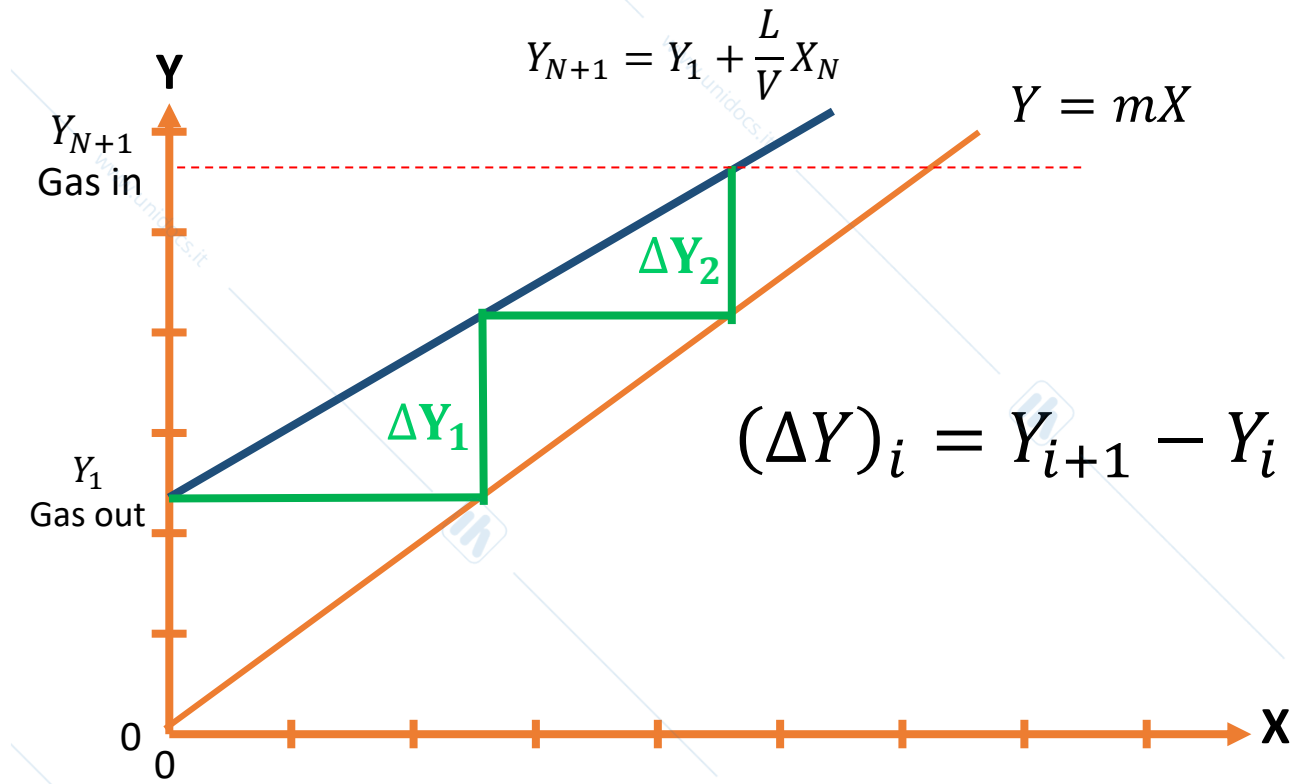
$$m \neq \frac{L}{V}$$



$$Y_{N+1} - Y_1 = \Delta Y$$

$$\Delta Y = (\Delta Y)_1 + (\Delta Y)_2 + \dots + (\Delta Y)_N$$

# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti



$$(\Delta Y)_i = Y_{i+1} - Y_i = Y_1 + \frac{L}{V}X_i - mX_i$$

$$(\Delta Y)_i = Y_{i+1} - Y_i = Y_1 + \frac{mL}{mV} X_i - mX_i = Y_1 + mX_i \left( \frac{L}{mV} - 1 \right)$$

$$Y_1 = (\Delta Y)_i - mX_i \left( \frac{L}{mV} - 1 \right)$$

$$(\Delta Y)_{i+1} = Y_{i+2} - Y_{i+1} = Y_1 + mX_{i+1} \left( \frac{L}{mV} - 1 \right)$$

$$(\Delta Y)_{i+1} = (\Delta Y)_i - Y_i \left( \frac{L}{mV} - 1 \right) + Y_{i+1} \left( \frac{L}{mV} - 1 \right)$$

$$(\Delta Y)_{i+1} = (\Delta Y)_i + \left( \frac{L}{mV} - 1 \right) (\Delta Y)_i$$

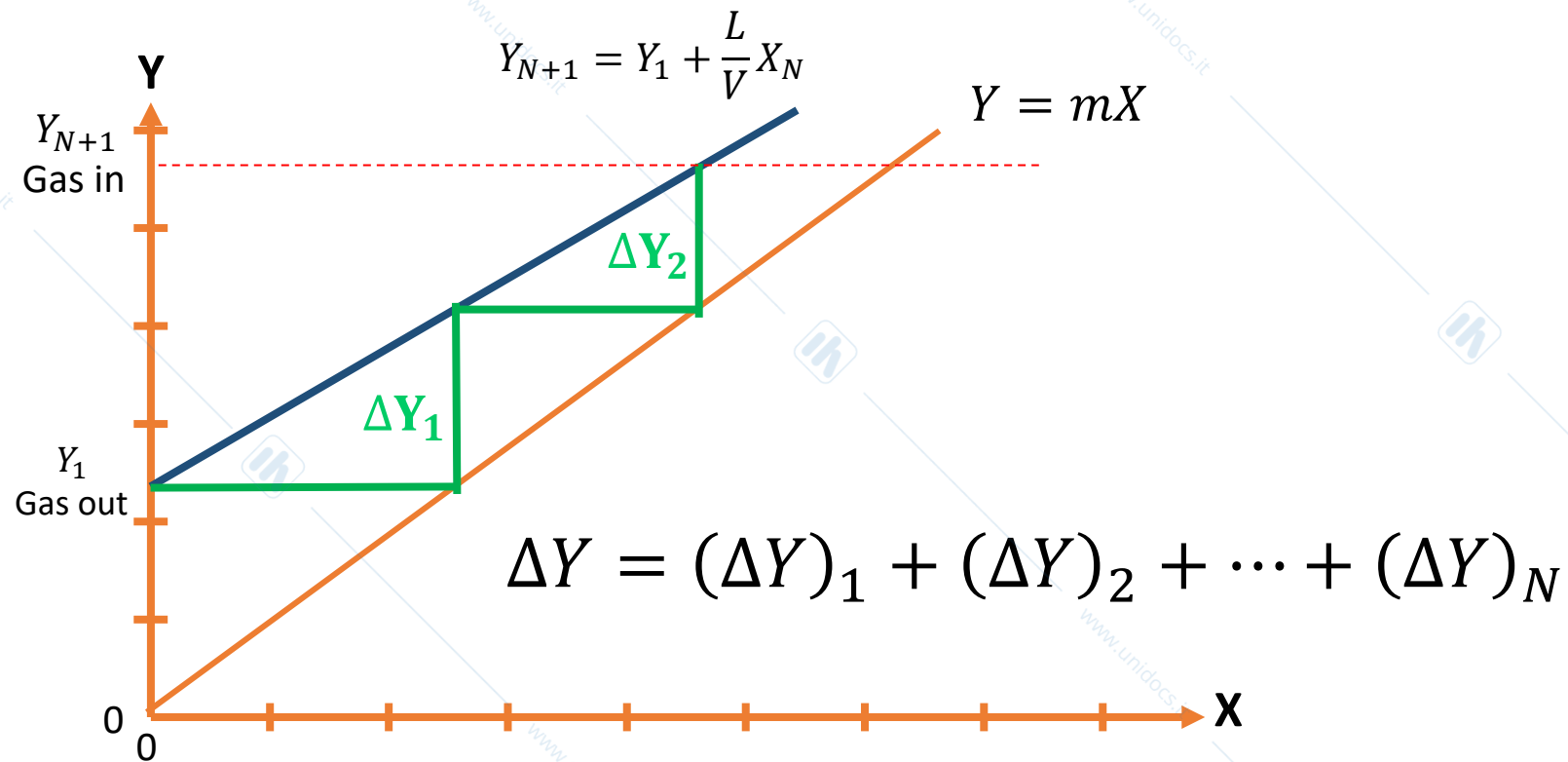
$$(\Delta Y)_{i+1} = \left( \frac{L}{mV} \right) (\Delta Y)_i$$

$$(\Delta Y)_2 = \left( \frac{L}{mV} \right) (\Delta Y)_1$$

$$(\Delta Y)_3 = \left( \frac{L}{mV} \right) (\Delta Y)_2 = \left( \frac{L}{mV} \right) \left( \frac{L}{mV} \right) (\Delta Y)_1 = \left( \frac{L}{mV} \right)^2 (\Delta Y)_1$$

$$(\Delta Y)_4 = \left( \frac{L}{mV} \right) (\Delta Y)_3 = \left( \frac{L}{mV} \right) \left( \frac{L}{mV} \right)^2 (\Delta Y)_1 = \left( \frac{L}{mV} \right)^3 (\Delta Y)_1$$

$$(\Delta Y)_j = \left( \frac{L}{mV} \right)^{j-1} (\Delta Y)_1$$



$$\Delta Y = (\Delta Y)_1 + (\Delta Y)_2 + \dots + (\Delta Y)_N$$

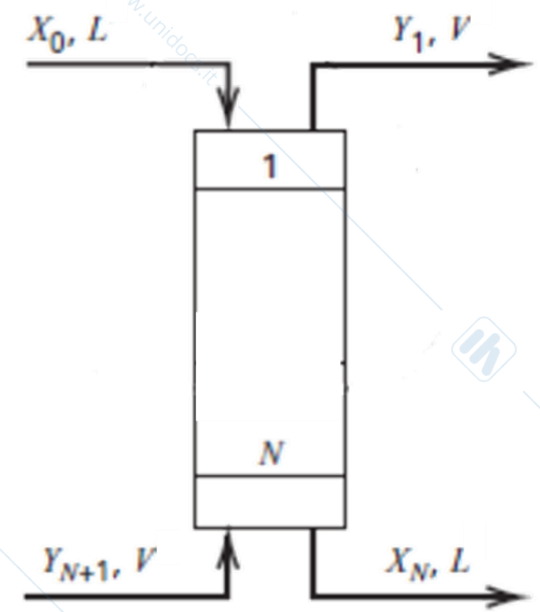
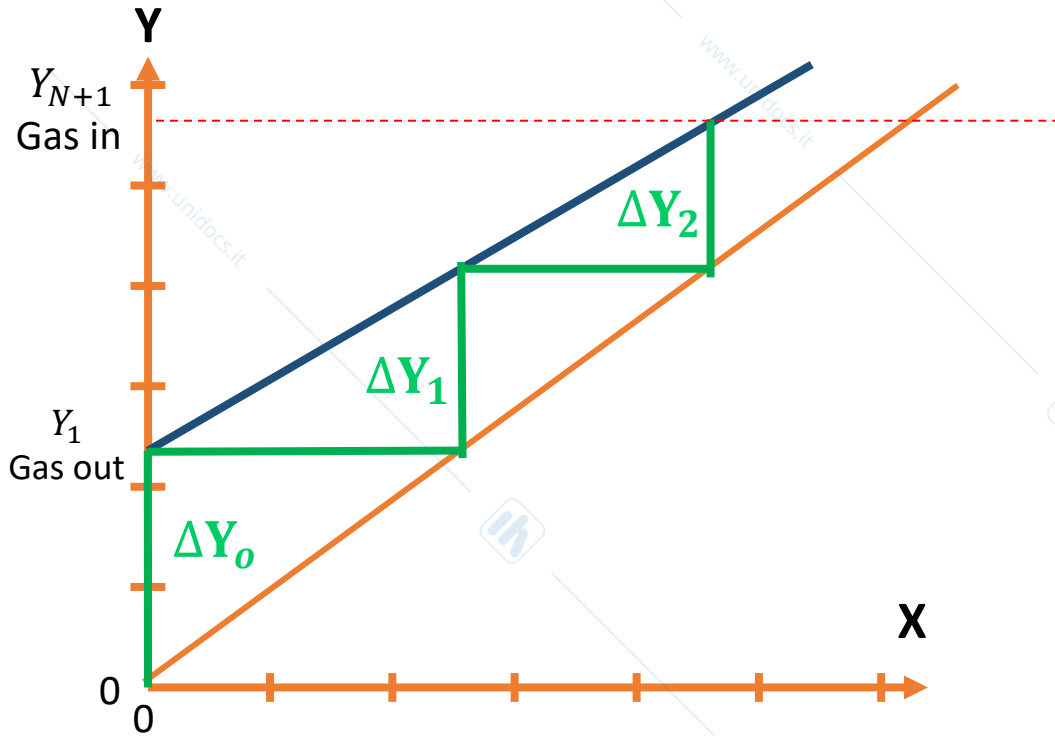
$$\Delta Y = (\Delta Y)_1 + \left(\frac{L}{mV}\right) (\Delta Y)_1 + \left(\frac{L}{mV}\right)^2 (\Delta Y)_1 + \dots + \left(\frac{L}{mV}\right)^{N-1} (\Delta Y)_1$$

$$\Delta Y = (\Delta Y)_1 \left[ 1 + \left(\frac{L}{mV}\right) + \dots + \left(\frac{L}{mV}\right)^{N-1} \right]$$

$$\Delta Y = (\Delta Y)_1 \frac{1 - \left(\frac{L}{mV}\right)^N}{1 - \left(\frac{L}{mV}\right)}$$

$$\sum_{i=0}^k ax^i = a \frac{(1-x^{k+1})}{(1-x)}$$

# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti



Se si introduce:

$$(\Delta Y)_o = Y_1 - Y_1^*$$

$$(\Delta Y)_1 = \left(\frac{L}{mV}\right) (\Delta Y)_o = \left(\frac{L}{mV}\right) (Y_1 - Y_1^*)$$

$$\Delta Y = (\Delta Y)_1 \frac{1 - \left(\frac{L}{mV}\right)^N}{1 - \left(\frac{L}{mV}\right)} = \left(\frac{L}{mV}\right) (Y_1 - Y_1^*) \frac{1 - \left(\frac{L}{mV}\right)^N}{1 - \left(\frac{L}{mV}\right)}$$

$A = \frac{L}{mV}$  è definito *fattore di assorbimento* (in questo caso  $< 1$ )

$$\Delta Y = Y_{N+1} - Y_1 = (Y_1 - Y_1^*) \frac{A - A^{N+1}}{1 - A}$$

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_1 - Y_1^*} = \frac{A - A^{N+1}}{1 - A}$$

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_1 - Y_1^*} + 1 = \frac{A - A^{N+1}}{1 - A} + 1$$

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1 + Y_1 - Y_1^*}{Y_1 - Y_1^*} = \frac{Y_{N+1} - Y_1^*}{Y_1 - Y_1^*} = \frac{A - A^{N+1} + 1 - A}{1 - A} = \frac{1 - A^{N+1}}{1 - A}$$

$$A^{N+1} = 1 - \frac{Y_{N+1} - Y_1^*}{Y_1 - Y_1^*} (1 - A)$$

$$\frac{A^{N+1}}{A} = \frac{1}{A} - \frac{Y_{N+1} - Y_1^* (1 - A)}{Y_1 - Y_1^* A}$$

$$A^N = \frac{1}{A} + \frac{Y_{N+1} - Y_1^*}{Y_1 - Y_1^*} \left( 1 - \frac{1}{A} \right)$$

$$\ln A^N = N \ln A = \ln \left[ \frac{1}{A} + \frac{Y_{N+1} - Y_1^*}{Y_1 - Y_1^*} \left( 1 - \frac{1}{A} \right) \right]$$

$$N = \frac{\ln \left[ \frac{1}{A} + \frac{Y_{N+1} - Y_1^*}{Y_1 - Y_1^*} \left( 1 - \frac{1}{A} \right) \right]}{\ln A}$$

## Equazione di Kremser

$$N = \frac{\ln \left[ \frac{mV}{L} + \frac{Y_{N+1} - Y_1^*}{Y_1 - Y_1^*} \left( 1 - \frac{mV}{L} \right) \right]}{\ln \frac{L}{mV}}$$

## Efficienza dello stadio di assorbimento

Nei casi reali la temperatura del liquido e del vapore uscenti da uno stadio sono uguali ma le composizioni all'equilibrio non sono sempre rispettate.

Il modo più semplice è parlare di una efficienza globale  $E_o$  che dipende principalmente dalle proprietà fisiche di liquido e vapore:

$$E_o = \frac{N_T}{N_a}$$

$E_o$  è generalmente inferiore a 1.0

$N_T$  è il numero di stadi di equilibrio (teorici)

$N_a$  è il numero reale di piatti richiesti

## Metodi disponibili

1. Similitudine con altri apparati
2. Modelli empirici da sperimentazioni
3. Modelli semi-teorici basati sulle velocità di trasporto di calore e materia
4. Passaggio di scala da dati di laboratorio

## Metodo 1: Similitudine con altri apparati

### Effetti combinati del design della colonna

Service	Type Tray	Column Diameter, ft	No. of Trays	Tray Spacing, in.	Average Pressure, psia	Average Temp., °F	Molar Average Liquid Viscosity, CP	Overall Stage Efficiency, %
Absorption of butane	Bubble cap	4	24	18	260	120	0.48	36
Absorption of butane	Bubble cap	5	16	30	254	132	0.31	50
Absorption of butane	Bubble cap	4	16	24	94	117	1.41	10.4

Con piatti a campanella (a gorgogliamento) o bubble-cap tray

## Metodo 1: Similitudine con altri apparati

### Effetto del componente

Component	Overall Stage Efficiency, %
Ethylene	10.3
Ethane	14.9
Propylene	25.5
Propane	26.8
Butylene	33.8

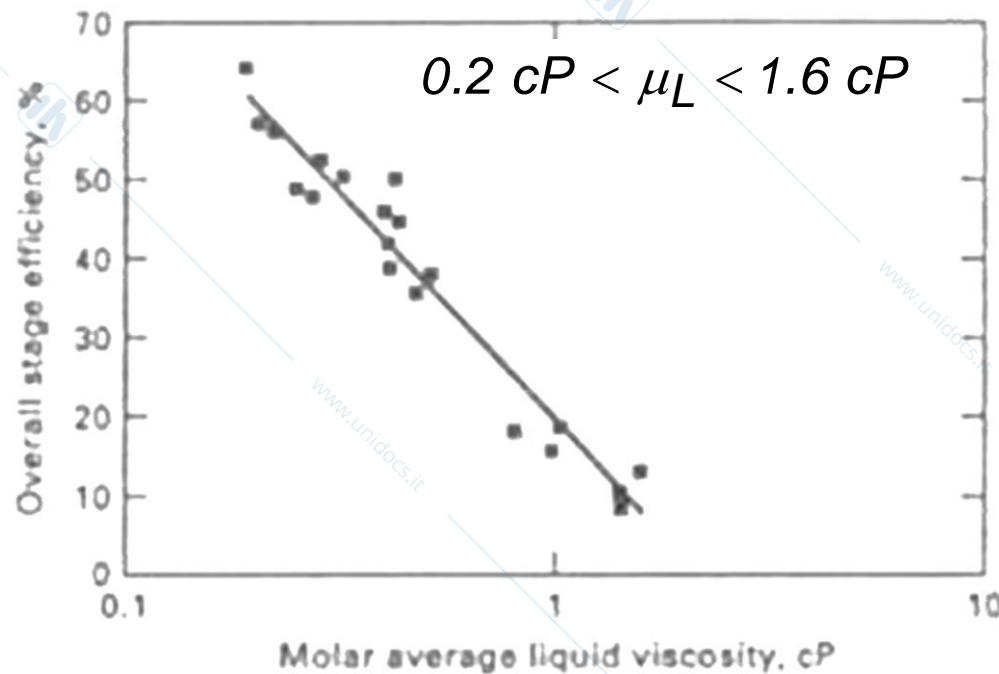
Variando il tipo di componente, a parità di colonna (a piatti, con diametro 3 m, con 19 bubble-cap, 70 cm di spaziatura, a 6 bar, 15 °C

## Metodo 2: Modelli empirici da sperimentazioni

Valutazione da dati di **viscosità media molare  $\mu$**  del liquido (solventi a base di idrocarburi, oli).

Correlazione di Drickamer-Bradford

$$E_o = 19.2 - 57.8 \log \mu_L$$

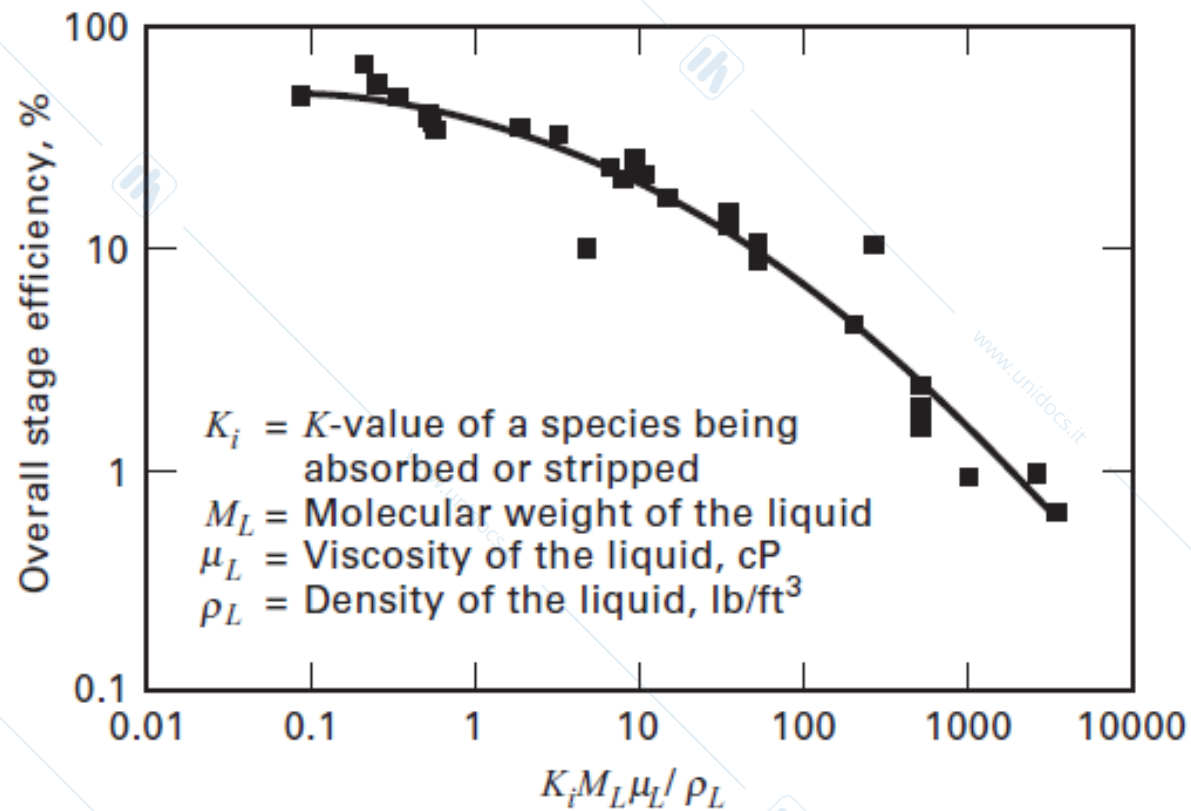


$$1 \text{ cP (acqua a } 20^\circ\text{C)} = 1 \text{ mPa}\cdot\text{s} = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s} = 0.001 \text{ N}\cdot\text{s}\cdot\text{m}^{-2} = 0.001 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$$

## Metodo 2: Modelli empirici da sperimentazioni

Valutazione da dati di **viscosità media molare  $\mu$**  del liquido (solventi a base di idrocarburi, oli).

### Correlazione di 'O Connell



## Metodo 3: Modelli semi-teorici basati sulle velocità di trasporto di calore e materia

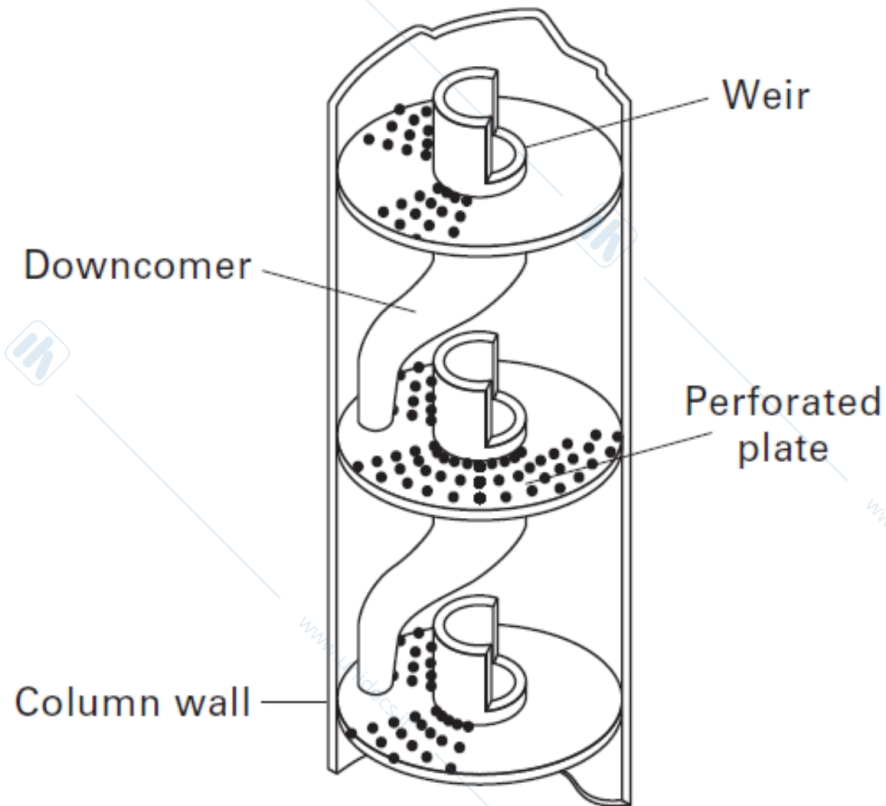
Ipotesi di lavoro:

- i) liquido e vapore che entrano nel piatto hanno composizione uniforme
- ii) il liquido uscente ha composizione uniforme
- iii) il vapore si comporta come un plug-flow (corrente monodimensionale)

Il modello più noto è quello di Murphree

## Metodo 4: Passaggio di scala da dati di laboratorio

Per sistemi altamente non ideali e per dati di equilibrio non ben noti sono necessari dati di laboratorio



1 to 2 inches in diameter

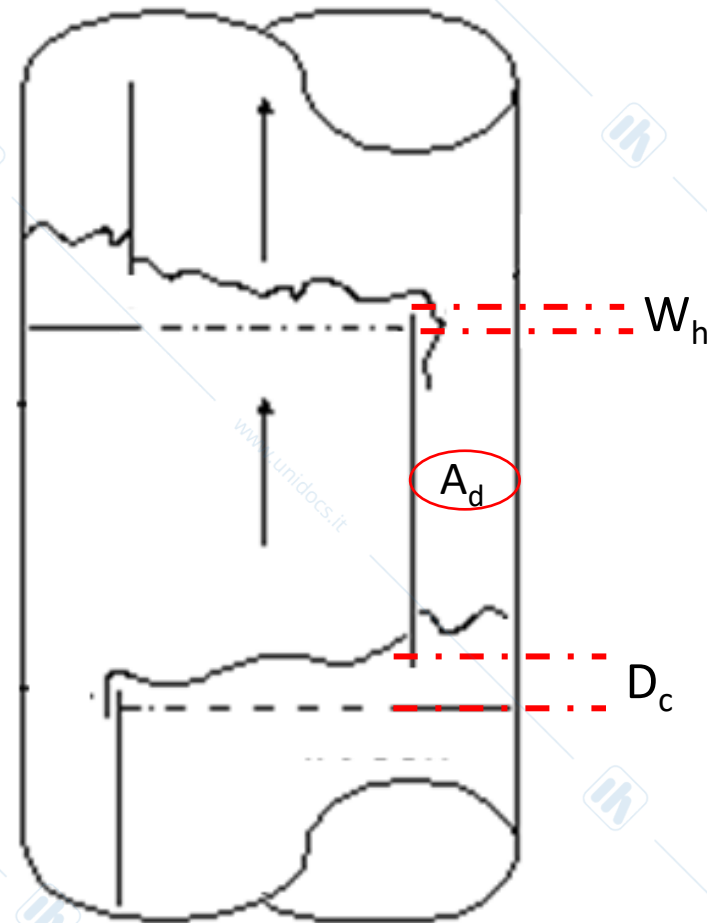
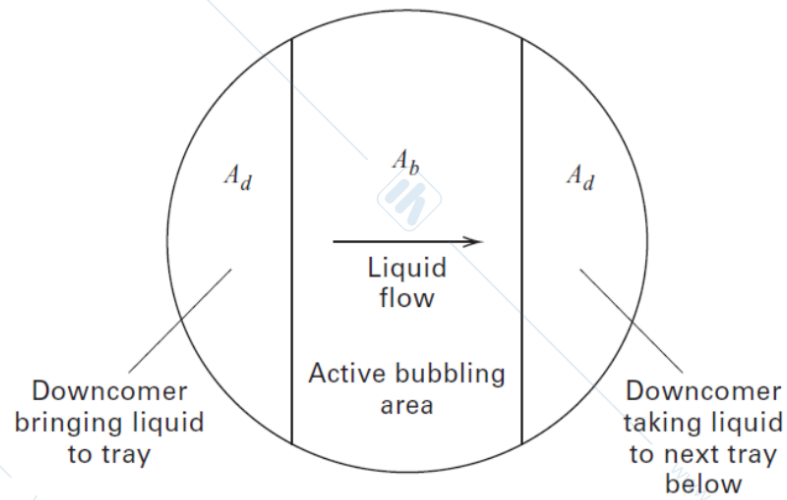
La colonna di Oldershaw si utilizza con risultati significativi per colonne con diametro da 10 in a 4 ft che lavorino in un range dal 40% al 90 % del flooding.(vedi avanti...)

# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

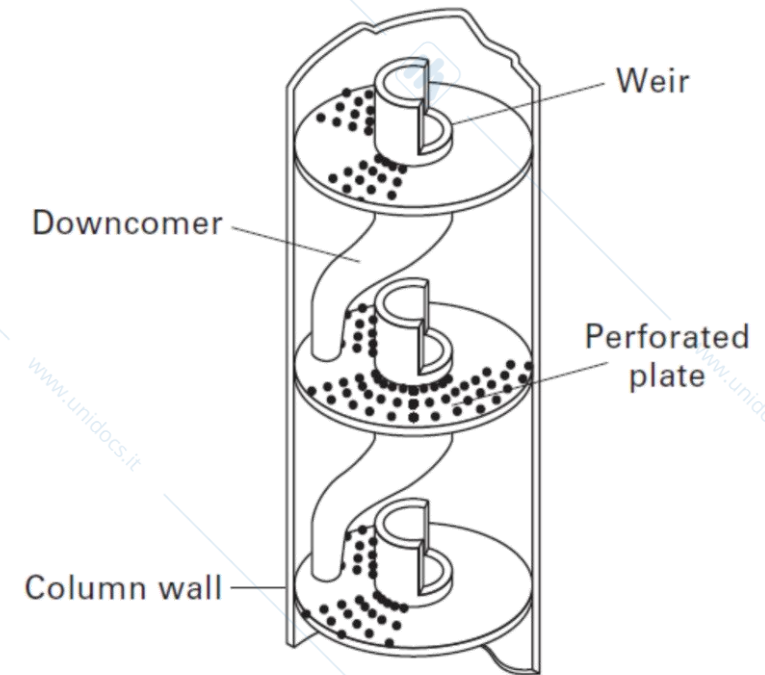
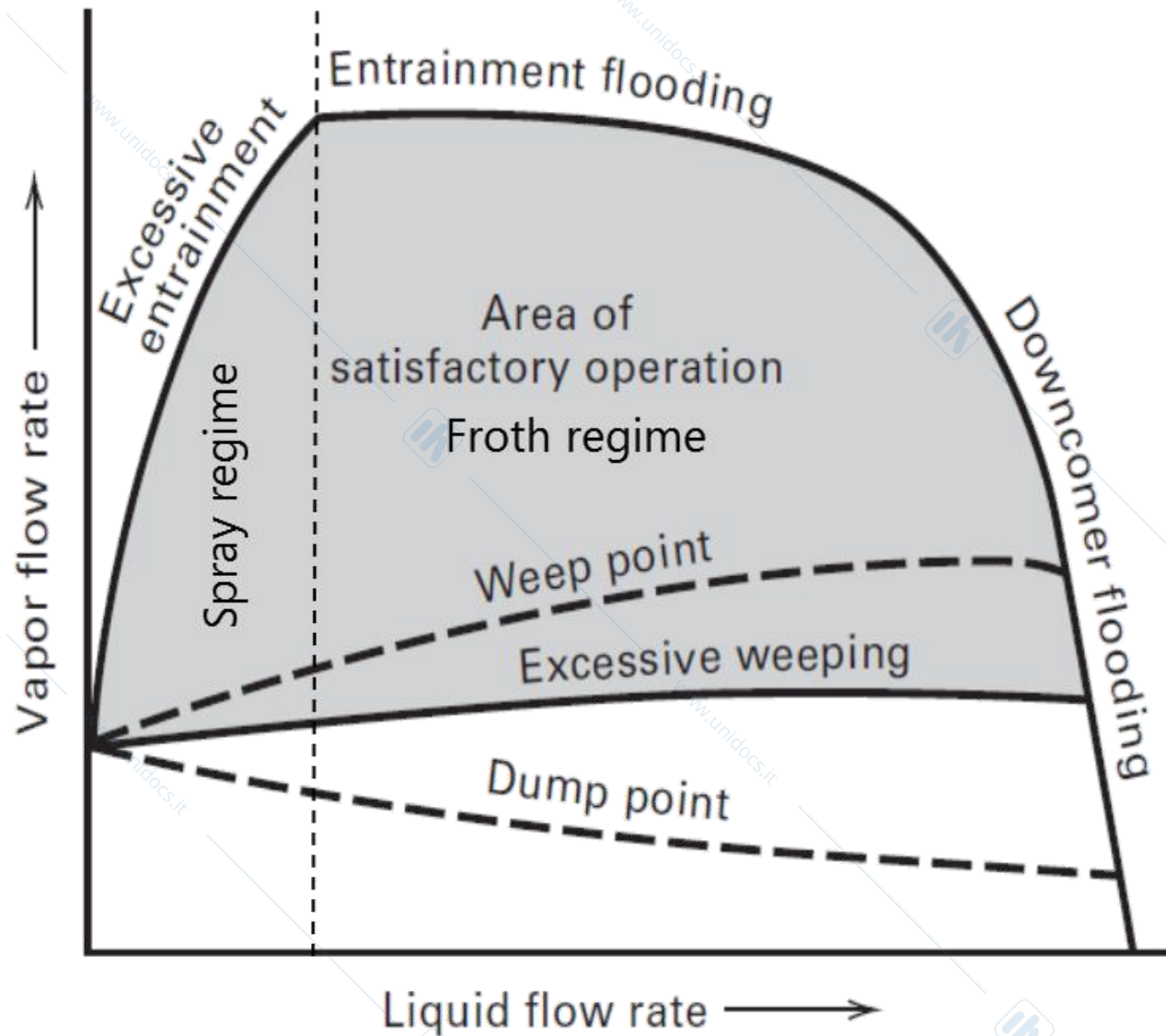
**Downcomer clearance  $D_c$**  = distanza tra il bordo inferiore del discendente e il piatto sottostante

**Downcomer Area  $A_d$**  = l'area effettiva di passaggio del liquido attraverso il discendente

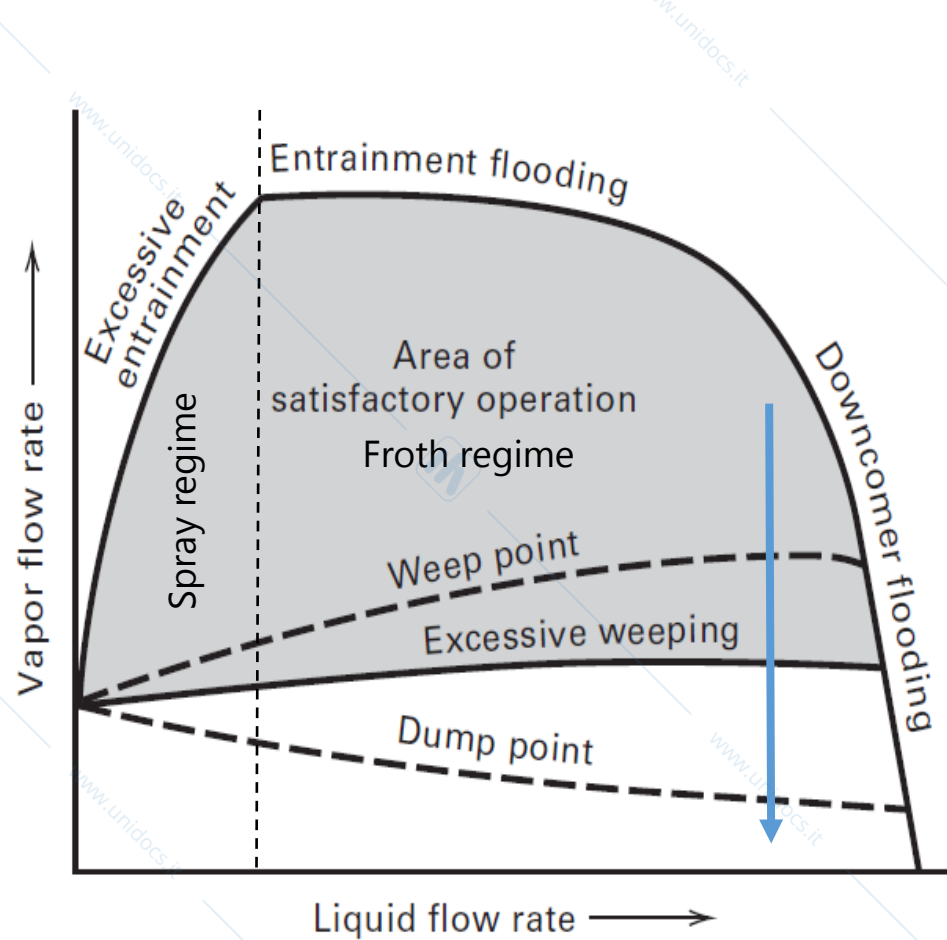
**Outlet weir  $W_h$**  = altezza dello stramazzo (o sfioratore) rispetto al piatto



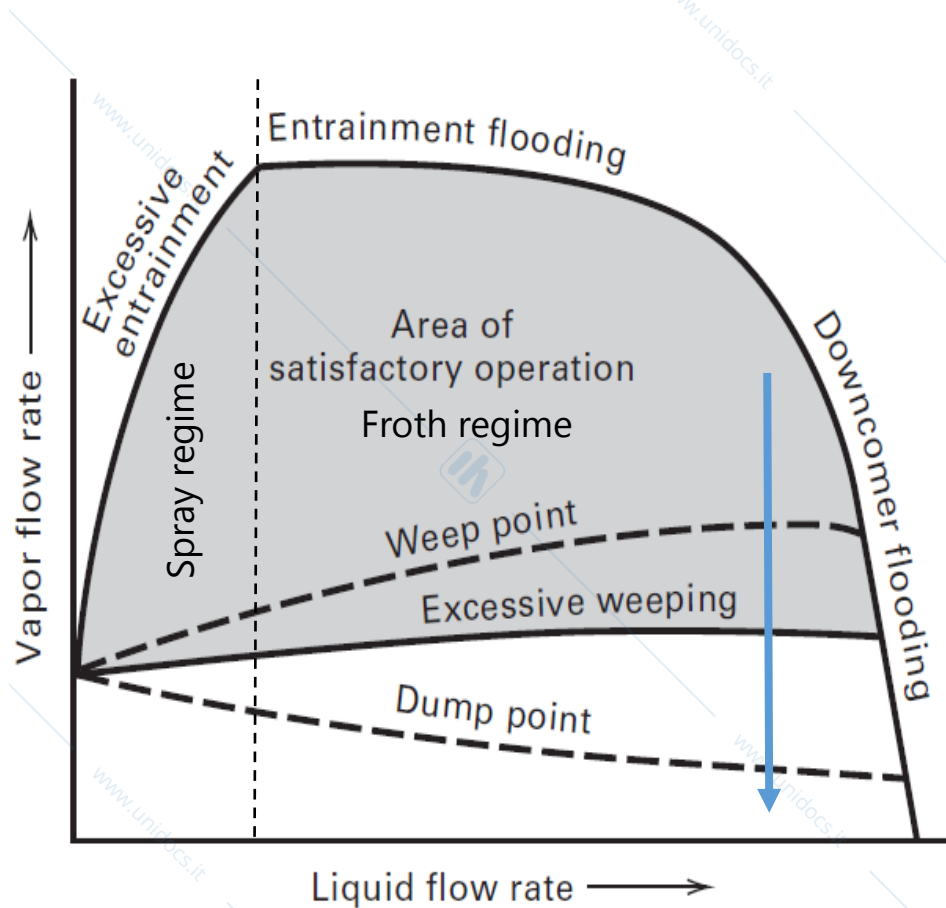
## I fenomeni del flooding



Fissata la portata di liquido, al diminuire della portata del vapore si osservano:



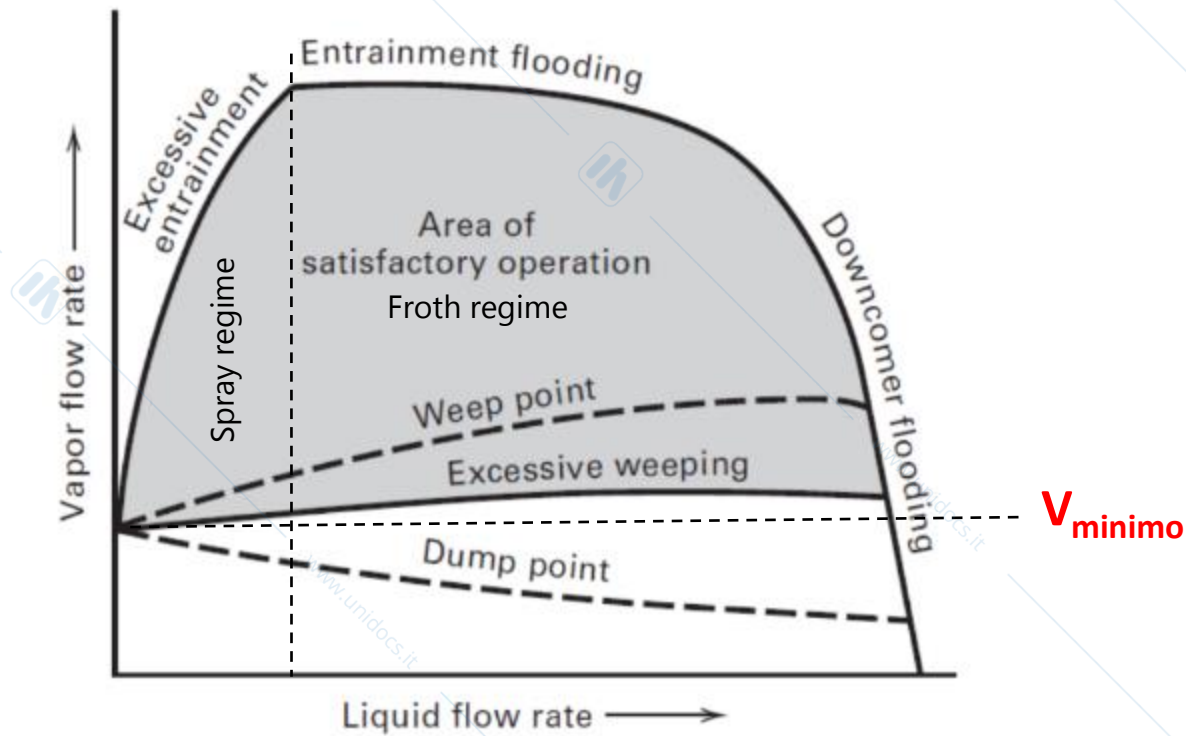
**Weep point (punto di sgocciolamento):** il liquido scorre verso il basso attraverso i fori del piatto, per effetto della bassa portata di vapore.



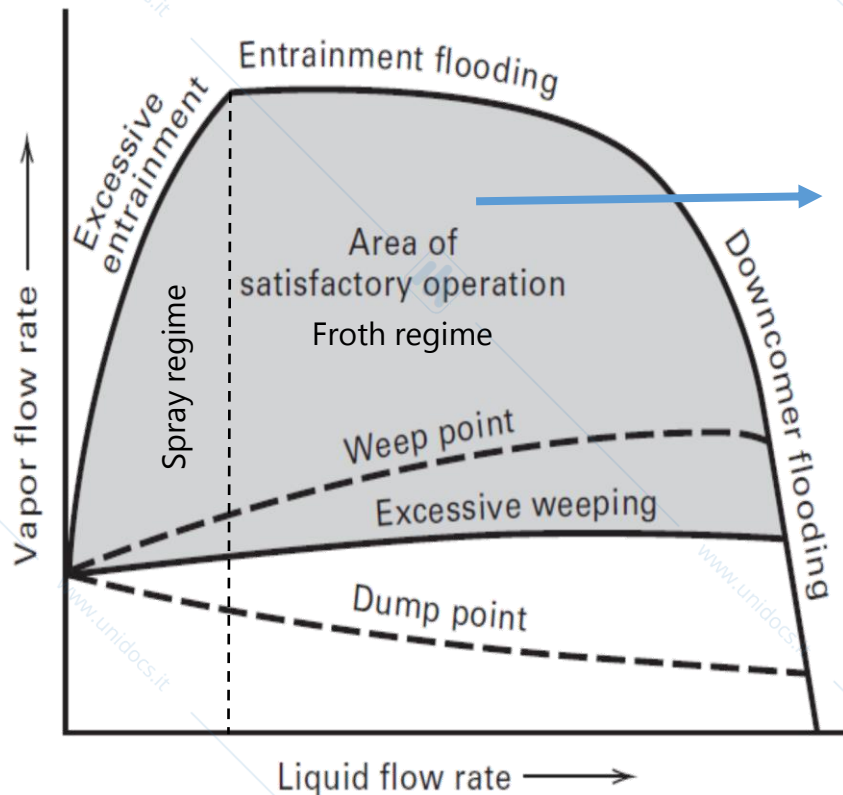
Il “**dump point**” (scarico o svuotamento) è il punto oltre il quale si osserva nettamente – anche visivamente – il fenomeno del weeping.

Oltre il dump point le operazioni sono instabili e la separazione è difficile o impossibile

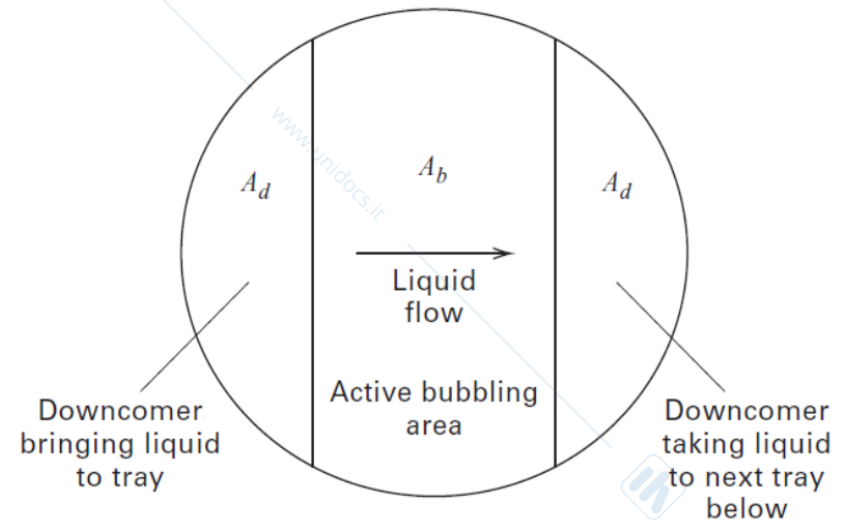
Esiste una portata minima di vapore  $V_{\text{minimo}}$  per il weeping (il piatto “piange”) del liquido attraverso i fori del piatto e le aperture dei downcomer



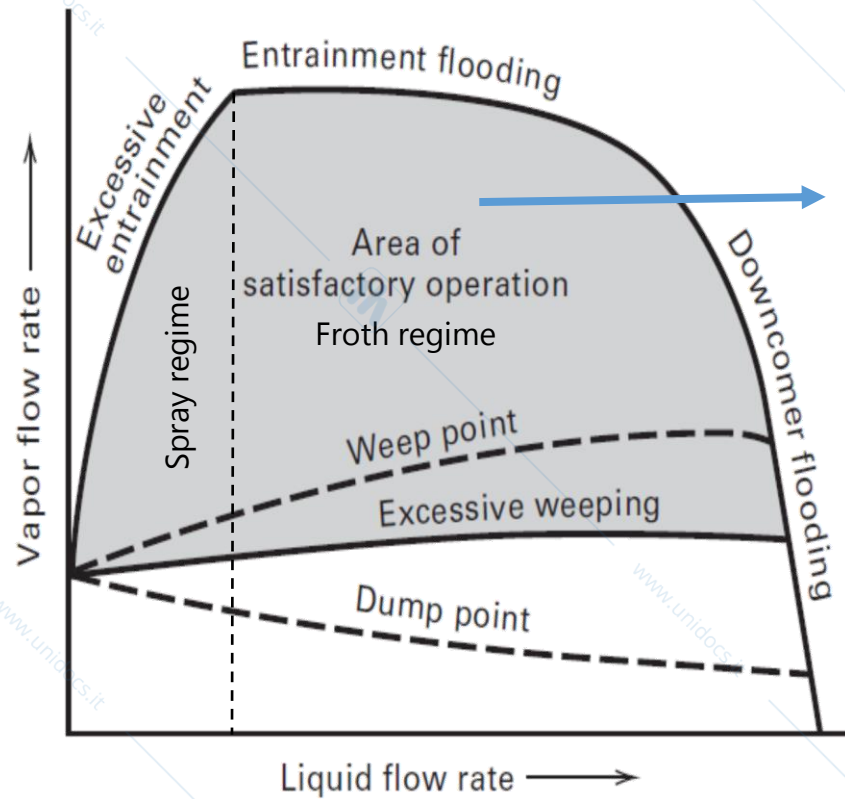
Fissata la portata di vapore, all'aumentare della portata del liquido si osservano:



**Downcomer o back-up flooding:** il liquido si accumula nel discendente perchè l'area di passaggio al downcomer ( $A_d$ ) è inadeguata al flusso (accumulo) o perchè la  $D_c$  è troppo piccola



Fissata la portata di vapore, all'aumentare della portata del liquido si osservano:



**Downcomer choke flooding:** se la velocità del liquido è troppo alta, il froth non riesce a superare l'attrito del piatto e vienetrasportato al piatto superiore, causando l'accumulo del liquido al piatto inferiore

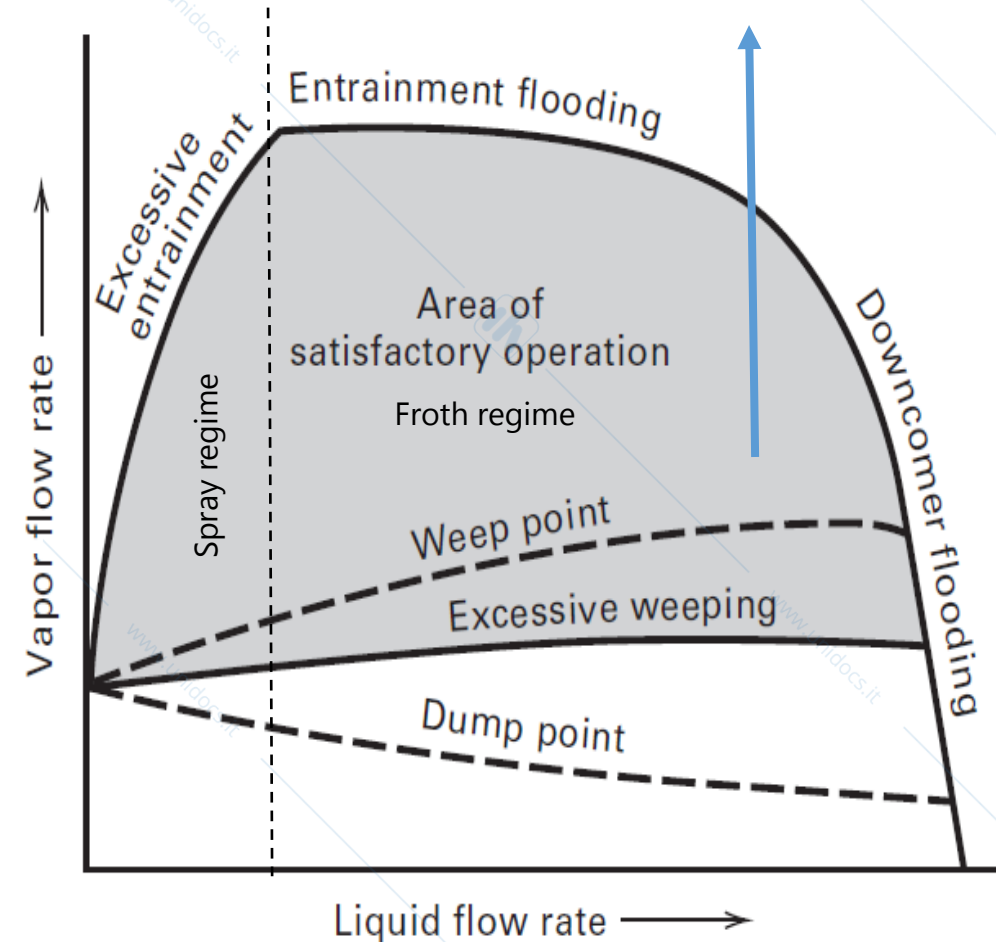
### Downcomer (back-up) flooding

Se la downcomer clearance è troppo grande o il bordo dello stramazzo  $W_h$  supera il bordo del downcomer, il downcomer stesso diventa “unsealed” (accessibile al passaggio del vapore).

Il vapore fluisce attraverso il downcomer e sposta il liquido, allagando il piatto superiore.

**Rule of thumbs (es.):** il downcomer flooding avviene raramente se l'area del discendente è almeno pari al 10%% dell'area della colonna, se la distanza tra i piatti è almeno di 60 cm, se il bottom edge del downcomer è mezzo pollice sotto il top edge dello stramazzo....

Fissata la portata di liquido, all'umentare della portata del vapore si osservano:

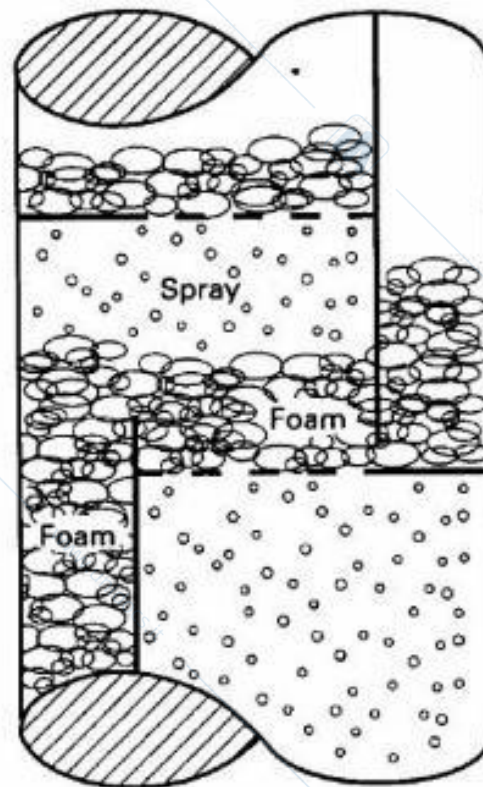


**Entrainment flooding:** il liquido è trascinato verso l'alto per l'alta velocità del vapore, che fa aumentare l'altezza del *froth*.

Se la distanza tra i piatti è piccola, il *froth* raggiunge il piatto superiore e causa l'accumulo di liquido (flooding) sul piatto superiore.

Il liquido può essere trascinato all'uscita in testa al separatore.

**Spray flooding:** il liquido è trascinato verso l'alto per l'alta velocità del vapore in forma di droplet. E' favorita da basse portate del liquido



## Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti

	Sieve Trays	Valve Trays	Bubble-Cap Trays
Relative cost	1.0	1.2	2.0
Pressure drop	Lowest	Intermediate	Highest
Efficiency	Lowest	Highest	Highest
Vapor capacity	Highest	Highest	Lowest
Typical turndown ratio	2	4	5

I piatti a valvola hanno maggiore flessibilità rispetto ai piatti forati

$$\text{Rapporto di turndown} = V/V_{\text{minimo}}$$

Per evitare il **flooding (spray, entrainment)**, occorre definire il **diametro** della *liquid droplet (goccia)* e la velocità del fluido (il vapore)  $U_v$  in controcorrente, tale che la goccia sia in quiete (ferma).

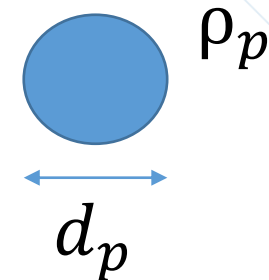
Si risolve con il bilancio di forze sulla particella:

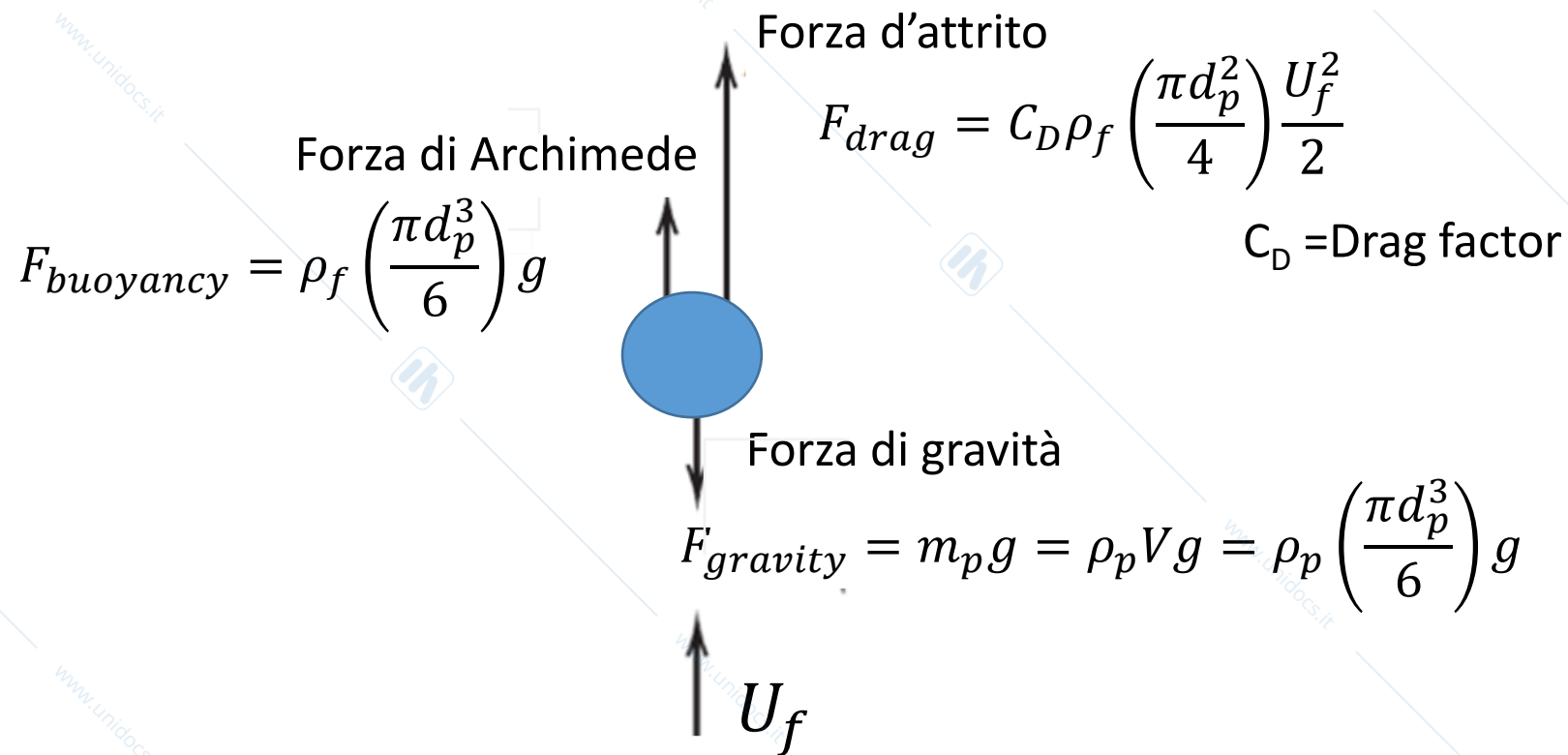
$$\sum F = F_{buoyancy} + F_{drag} + F_{gravity} = 0$$

partendo dall'ipotesi che la goccia (o particella p) sia sferica:

$$m_p = \rho_p \cdot V = \rho_p \frac{4}{3} \pi \left( \frac{d_p^3}{8} \right) = \rho_p \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right)$$

$m_p, \rho_p, d_p$  = massa, densità e diametro





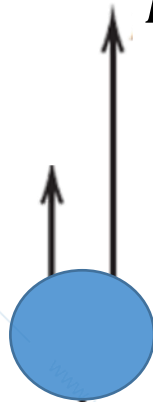
$$\sum F = F_{buoyancy} + F_{drag} + F_{gravity} = 0$$

$$\rho_p \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g - \rho_f \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g - C_D \rho_f \left( \frac{\pi d_p^2}{4} \right) \frac{U_f^2}{2} = 0$$

$$F_{drag} = C_D \rho_f \left( \frac{\pi d_p^2}{4} \right) \frac{U_f^2}{2}$$

$$F_{buoyancy} = \rho_f \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g$$

$$F_{gravity} = m_p g = \rho_p V g = \rho_p \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g$$



$$\rho_p \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g - \rho_f \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g - C_D \rho_f \left( \frac{\pi d_p^2}{4} \right) \frac{U_f^2}{2} = 0$$

Risolviendo per  $v_p$  si ottiene:

$$v_p^2 C_D \rho_f \left( \frac{\pi U_f^2}{8} \right) = \rho_p \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g - \rho_f \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g$$

$$U_f^2 = \frac{(\rho_p - \rho_f) \left( \frac{\pi d_p^3}{6} \right) g}{\rho_f \left( \frac{\pi d_p^2}{8} \right) C_D} = \frac{\left( \frac{d_p}{3} \right) g}{\left( \frac{1}{4} \right) C_D} \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) = \frac{4 d_p g}{3 C_D} \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right)$$

$$U_f = \sqrt{\frac{4 d_p g}{3 C_D} \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right)} = \sqrt{\left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right)} \cdot \sqrt{\frac{4 d_p g}{3 C_D}}$$

Considerando che nel nostro caso la particella (droplet) è composta da liquido

$$U_f = \sqrt{\left(\frac{\rho_L - \rho_f}{\rho_f}\right)} \cdot \sqrt{\frac{4d_p g}{3C_D}}$$

$$U_f = C \sqrt{\left(\frac{\rho_L - \rho_f}{\rho_f}\right)}$$

C = parametro di capacità di Souders e Brown

$$C = \sqrt{\frac{4d_p g}{3C_D}}$$

Per piatti forati e a campanella; conservativa per piatti a valvola

$$C = f \cdot C_F$$

$$C = f \cdot C_F$$

Occorre definire

- 1) Il fattore di correzione  $f$  dipende da 3 fattori: Tensione superficiale  $ST$ , fattore di Foaming  $F$  e un fattore geometrico (fractional Hole Area  $HA$ ):

$$f = F_{ST} \cdot F_F \cdot F_{HA}$$

- 2) Il fattore  $C_F$ , che dipende dal plate spacing

$F_{ST}$  = fattore di tensione superficiale ( $\sigma$ , dyne/cm):

$$F_{ST} = \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0.2}$$

Materiale ↕	Tensione superficiale (N/m) ↕
Acqua	0,073
Mercurio	0,559
Benzene	0,029
Olio di oliva	0,319

$$1 \text{ N} = 10^5 \text{ dyne}$$

$F_F$  = fattore di «foaming»: per liquidi che non formano schiume  $F_F = 1$ , altrimenti  $F_F = 0.75$

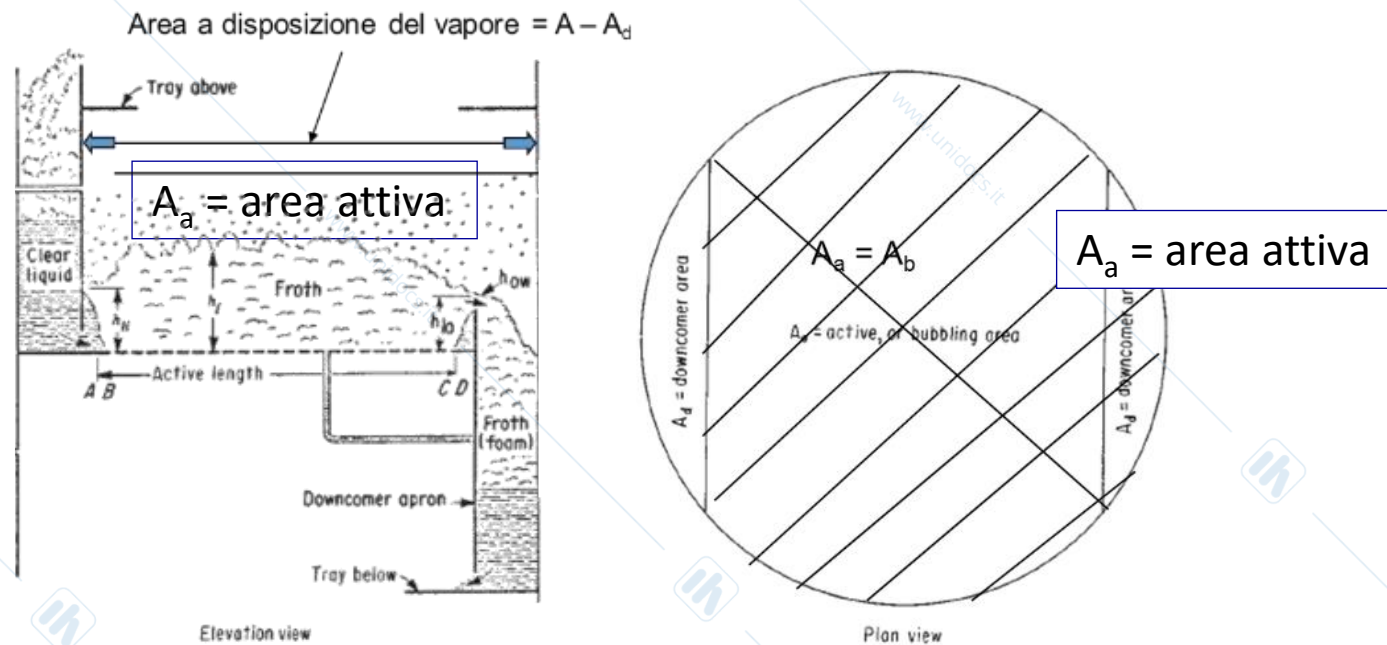
Fattore HA(Hola Area)

$$\frac{A_h}{A_a} \geq 0.1 \rightarrow F_{HA} = 1.0$$

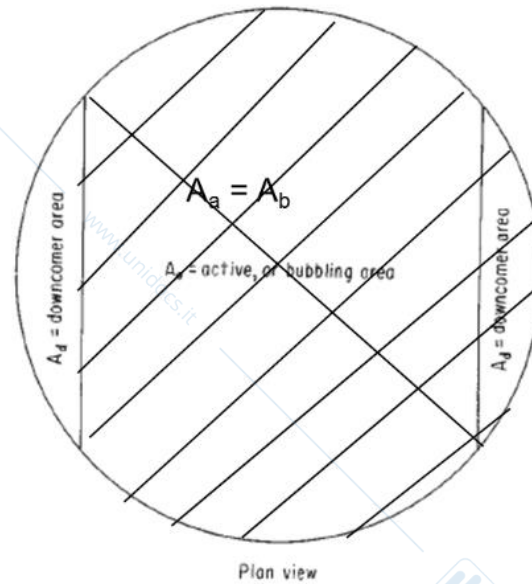
$$\frac{A_h}{A_a} \leq 0.1 \rightarrow F_{HA} = 5 \left( \frac{A_h}{A_a} \right) + 0.5$$

$A_h$  = area dei fori (hole)

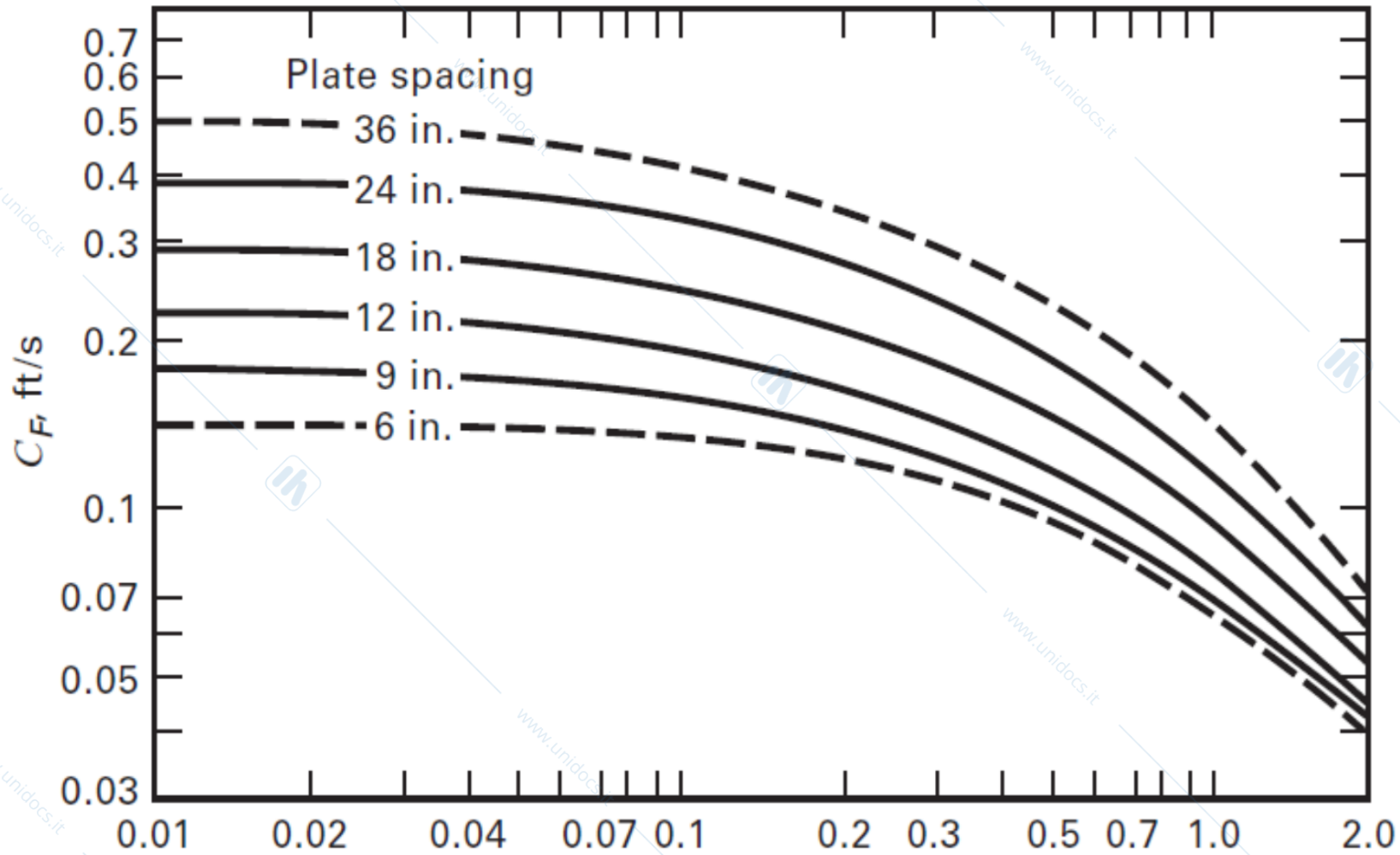
$A_a$  = area attiva = Area totale – Area del downcomer =  $A - A_d$



$$\frac{A_d}{A} = \begin{cases} 0.1 & F_{LV} < 0.1 \\ 0.1 + \frac{F_{LV} - 0.1}{9} & 0.1 \leq F_{LV} \leq 1.0 \\ 0.2 & F_{LV} > 1.0 \end{cases}$$



# Separazione per Assorbimento: Progettazione di una Colonna di assorbimento a piatti



$$F_{LV} = \frac{L' \cdot PM_L}{V' \cdot PM_V} \cdot \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5}$$

Fattore FLV

$$F_{LV} = \frac{L' \cdot PM_L}{V' \cdot PM_V} \cdot \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5}$$

- Nelle colonne, si identifica con vapore (pedice v, V, V') il fluido f.
- I valori di L' e V' fanno riferimento alle portate globali di liquido e vapore
- I valori di PM del liquido e del vapore fanno riferimento ai valori medi del peso molecolare della soluzione liquida o vapore (v)
- I valori fanno, in genere, riferimento al fondo colonna.

Il **diametro del piatto** è basato su una frazione (spesso pari a 0.8) della velocità di flooding  $U_f$

Considerata l'area effettiva di passaggio del vapore rispetto all'area del piatto  $A$ , la portata di vapore  $V'$  (in moli) che occorre impostare in fase di progetto sarà quindi:

$$V' = \rho_f U_f A_f = 0.8 \frac{\rho_f}{M_f} U_f (A - A_d)$$

Il diametro del piatto sarà quindi:

$$A = \frac{\pi D_T^2}{4}$$

da cui

$$V' = 0.8 \frac{\rho_f}{M_f} U_f \frac{\pi D_T^2}{4} \left( 1 - \frac{A_d}{A} \right)$$

$$V' = 0.8 \frac{\rho_f}{M_f} U_f \frac{\pi D_T^2}{4} \left( 1 - \frac{A_d}{A} \right)$$

$$\frac{\pi D_T^2}{4} = \frac{V' M_f}{0.8 \rho_f U_f \left( 1 - \frac{A_d}{A} \right)}$$

$$D_T = \sqrt{\frac{4 V' M_f}{0.8 \rho_f U_f \pi \left( 1 - \frac{A_d}{A} \right)}}$$

**Perdite di carico del vapore** attraverso i piatti (valore tipico):  
0.35 to 1.03 kPa/tray

$$h_T = h_d + h_l + h_\sigma$$

**$h_t$  = Perdita di carico totale al piatto, misurata in termini di altezza del battente di liquido**

**$h_d$**  = perdite di carico dovute all'attrito per il vapore che fluisce attraverso i fori del piatto in condizioni «dry»

**$h_l$**  = perdite di carico dovute all'hold-up del liquido sul piatto

**$h_\sigma$**  = perdite di carico dovute alla tensione superficiale  $\sigma$

Dalle perdite di carico possono calcolarsi i costi operativi, noti i costi energetici

