

Separation Processes 1



2022 - 2023

Dr. Khaled Rawajfeh

By. Fatima Arafat



① unit operation ← يعني عن unit كاملة مثل ال distillation و condenser
Boiler كلها مع يعني يعني unit operation لأنو يتعامل معها مع يعني .

Mass Transfer: Separation processes Operations

Introduction

- ① A large number of **unit operations** are used in the separation of a substance into its component parts. They involve a change in composition of mixtures and solutions. The changes are mostly in nature.
- ② Separations involve a **non-spontaneous** process because it reverses the process of mixing. Separation decreases the entropy of the system, and a separating agent (energy, mass or membrane) must be used to carry out the process.
- ③ Separation of mixtures may be mechanical in nature: **filtration**, **sedimentation**, etc. ← ترسيب
- ④ Separation of solutions involves mass transfer operations characterized by the transfer of a substance through another on a molecular scale. These operations are interphase mass transfer processes involving the creation of a second phase by the addition of an **energy-separating agent (ESA)** or by a **mass separating agent (MSA)**.

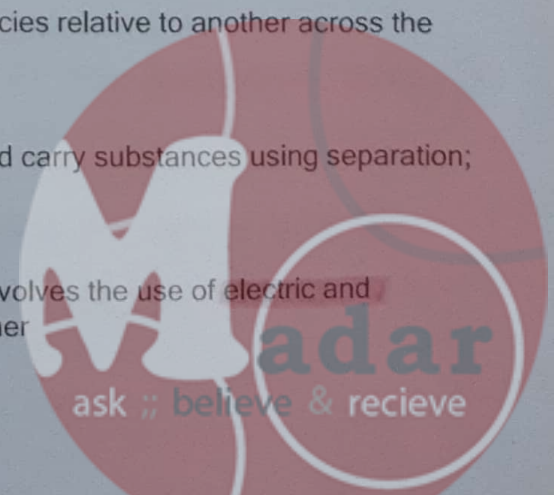
* شو الفرق بين ال mix وال solution :-

solution ← عبارة عن أشياء ذائبة ومذابة في بعضها زي كحول وماء ، ملح وماء .
mix ← خلطة مثلاً ملح وخلط

* عادة بال separation process بنفصل المكونات عن بعضها بس ما بنقدر نحصل على فصل تام 100% ideally بنقدر نحصل في فصل بس فعلياً لا .

The main separation techniques are:

- ① > **Phase creation**
Most common industrial technique. A second phase is created which is immiscible with the feed. This is done by increasing or decreasing the temperature or pressure on the feed
- ② > **Phase addition**
Involves the introduction of a solvent to the system which selectively solvates one component of the feed
- ③ > **Barrier separation**
Increasingly important. Barrier selectively transports one species relative to another across the membrane
- ④ > **Solid agent separation**
Solid particles are added to the feed which are either inert and carry substances using separation; or react with the feed to cause separation
- ⑤ > **Separation by force field**
Common in laboratory and for specialized separations and involves the use of electric and magnetic fields to preferentially move one species over another



② الفقرة الثانية :-

non-spontaneous ← يعني لما أعمل mix ما في reversal، انو أراجع الكومونج لأعملو بي أبتذل جهد معين .

③ الفقرة الثالثة :-

← بيتكّي عن طوت الفصل، مثلاً ال suspension هو عبارة عن mix بنفصله بال filtration (طبيعة الفصل ميكانيكية) .

④ الفقرة الرابعة :-

* ال separation soln ينتقلوا من مكان إلى آخر ومن طور إلى آخر على مستوى ال molecules، بحيث يغير عذّي الانتقال في الاتجاهين حتى نصل إلى حالة الاتزان .

← ما بفعل فصل 2 phase we have to create

① (ESA) ، اما بغير create لا energy عن طوت أضيف energy زي أسخن مثلاً لهيت ال (ESA) هي الجهد لي ببنه حتى أعمل separation ونضيف energy مثل ال distillation .

* ال distillation ← يكون هنا solution بنسخه ويغير أسياد متطابقة وأسياد أعمل تقاير وعلى حساب درجة الحرارة بغير عزله لخصائص ال solution، يكون 2 phase vap & liq ويغير انتقال من ال liq لل vap لطاية ما يغير عذّي اتزان ويوقف الانتقال، الكور يتم من خلال طبقة عازلة على سطح ال liq ملاصق له ال vap وهاي المنطقة بنسفيها ال interface وال transformations يتم على molecular scale .

② (USA) ما أضيف mass على الأتمل عذّي 3 مواد وهاي شغلالات ال liq-liq extraction .

* مثل أسيون رما ذاببين بعض ما نفصلهم بنضيف solvent مثلاً ال Toluene ال Toluene بنسب معينة يكون عذّي طورين liq مش مختلطين مع بعض في بينهم سطح فاصل ويغير انتقال للأسيون من أكاد إلى ال Toluene حتى نصل لحالة اتزان (we create 2 phase by adding solvent)

① phase creation :-

يكون هنا Feed (العذّي) لي هو ال solution لي بي أفعله عملية فصل من البداية، بي أفعله، يا زيد الحرارة أو بنقصها زي اذا كان هنا vap ونزلنا الحرارة بغير تكثفنا لحد ال liq وهوا فصل vap أو ممكن تبتو (يا بغير منقط يا بغير حرارة) ومون بغير عذّي phase creation .

② phase addition :-

هذه مهمة لما نشوف كيف عملية اختيار solvent مناسب يكون selective

* مثلاً الأسيتون والكاو واد Toluene

الماء واد Toluene في ذائبة بينهم لكن خفيفة جداً إذا خلطناهم مع بعض بنسب معينة ممكن يكون في ذائبة لكن إذا غيرنا النسب زدننا ما يجير ذائبة كد معين ديوقف ، لي يجير انوال Toluene يكون selective أكثر تختار الأسيتون عن الكاو (في أمثلة لذائبة الأسيتون في الـ Toluene) وهي بتسعيها selective solvents

عازل

③ Barrier separation :-

ماعد بزيده الاهتمام فيه
membrane ← زي عشاء بسعح بنفاذ بعض الأشياء وأشياء لا هزي جسم الإنسان يعملو محاكاة بالـ machine بحيث تفصل الأشياء السامة الموجودة بالدم عن باقي الدم ويرجع أنتي شيئاً صاف كان عليه

④ solid agent separation :-

* مثلاً عنا خلطة وحينها مكونات ممكن بضعف مادة حليلة بحيث إنها بتبقى جرد من الأشياء لي بالخلطة وتعملها عزل مثل (adsorption) يعني بضعف (S) بسحب وينشف زي ما ينكب زيت على الكلابس بخلطة بودرة أظلال كد عشان ينشف ويبقى كل الزيت .

⑤ separation by force field :-

* الطرد المركزي زي الفسالة بالبيت من خلال عملية الطرد المركزي بتفصل الأواني عن الماء .

* مستخدمة كمان هيا الطريقة لما يكون عنا محاليل حنيم crystals (بلورات) حنيم جرد مركزي وكل واحد حسب الـ specific gravity أو الـ density بتفصل عملية الفصل .

* مش بس (S مع L) ممكن يكون عنا (119 و 119) زي معاصر الزيتون يكون physical operation صافيا بتغير بالـ structure عمليات عزل حنيم ياشة ، والغازات كمان بتقدر تفصل عليهم جرد مركزي زي (تخفيف اليورانيوم) زيادة التركيز بتع اليورانيوم كغاز .

* الـ electrostatic precepator :- يتم استخدامهم في مصانع الاسمنت يكون عنا برج عالي فيه لوحين واحد مشحون بشحنة موجبة والثاني شحنة سالبة ، الغازات لي بتطلع المحملة بالأتربة تقربها البرج بعض الأتربة تتجذب للقطب الموجب وبعضها للسالب وتطلع الهواء أنقى من ما دخل على البرج وهيك يكون تم الفصل نتيجة وجود (electrical field) .

* بغيره بتستعمل كمان : الـ sk مخنا حنيسي (بتقدر تفصل عزل باستخدام الحنيم حنيس) .

Types of Mass Transfer separation Operations

تجسيف عمليات
من الفصل على حسب طريقة التلامس بين الطورين

* The type depends on the way different phases are contacted:

ال phase لي يتكونوا ما يختلطوا ببعض أو يكون في miscibility بسيطة
زيت جيت معو هي وجرهم يتنقل بعض الأضامن من الزيت إلى الماء
وهذا بنسبة direct contact ما في عازل بينهم.

I. Direct Contact

- ① - Phases are immiscible or partially miscible
- ② - Most widely used and most important
- ③ - Depends on the fact that the contacted phases, consisting of several components, are initially not at equilibrium. The system tends to reach equilibrium as a result of a slow process of diffusion between the two phases.

البداية ما لاملهم مع بعض ما يكونوا حالة اتزان لكن التوزع الطبيعي فضل كانه
اتزان ، لي بهير عنا يكون ال conc أو ال chemical potential الو واحد أعلى من الثاني
وبهير انتقال من طور لآخر البداية بتكون عملية سريعة بهيرين بهير يعني شوي شوي ليوصل
للأتران ، يكون عنا عازل لي هو السطح البيني بين الطورين بس احنا بنفرض انو ما فيه
شوايب وبسحله ود.

* Humidification => اذا بي أجز مثلاً الهواء يكون
فيه شوية رطوبة بنفوره على لوح فيه ماء جود من الماء يتبخر
ويتنقل مع الهواء.

- ④ - Depending on the state of the phases, the following interfaces may be distinguished:

حالات نادرة

Gas/Gas: Practically not realized (almost all gases are completely soluble).

Gas/Liquid: - Distillation: all components are present in different proportions in the two phases

- Gas Absorption (or desorption): one or more components distribute between the two phases.

- Humidification (or dehumidification): one phase is pure and the other consists of two or more components

- Fractional sublimation (vaporization of solid solutions (not used practically).

Gas/solid:

* مثلاً يكون عنا mix من غازات
فيه CO₂ أو CO .. بدل ما نكتبه للجو نخلطه
مع ال solvent في ال interface ، ال liq solvent راح
يسحب ال CO₂ ويترك الأشياء الثانية يعني عنا one comp.
موزعة بين 2 phase (absorption)

بال distillation ما يتبخر
بهر الطور الأول vap والثاني liq
لو أخذنا mix من (A & B & C) وعملنا
creation of second phase راح يكون عندي
(A & B & C) Gas/solid:
بال vap ونفخ
الأشي بال liq بس
بنسب متغيرة
بالحالين .

البلورة زي محلول
فيه كى عملية تقطيع السكر بتتوب السكر وينبخره بفارق
معينة ويغير عنا crystal

تجفيف

- Drying: not all components are present in the two phases.

- Adsorption (or desorption): Diffusion takes place from gas phase to solid phase or vice versa. → activated carbon
بيأخذ بعض الغازات السامة

Liquid / Liquid: solvent extraction → طورين liq
يستحووا من واحداه solvent معين والوسط العازل

Liquid/Solid - Crystallization بلورة
interface بين liq و liq

solvent extraction ← Leaching زي ال

بس (SXL) زي ما نعمل

Solid/Solid: very slow rate of diffusion within solid phases.

له أهمية كبيرة في صناعة الرقائق الإلكترونية (الناس اللي يشتغلوا فيها بيأخذوا راتب عالية >)

(non porous)

phase 2

phase 1

molecules
هون بتدرب ويغير الو diffusion للمفتحة الثانية

II) Indirect contact:

عنا عشاء
2phase ما حصل بين ال

*phases are separated by a membrane

يكون في مسامات
وفجوات بين جزئيات ال membrane

عادة يكون جل أو

solid مادة

بس فيها

liq جيت

ال (non porous) لما حيت

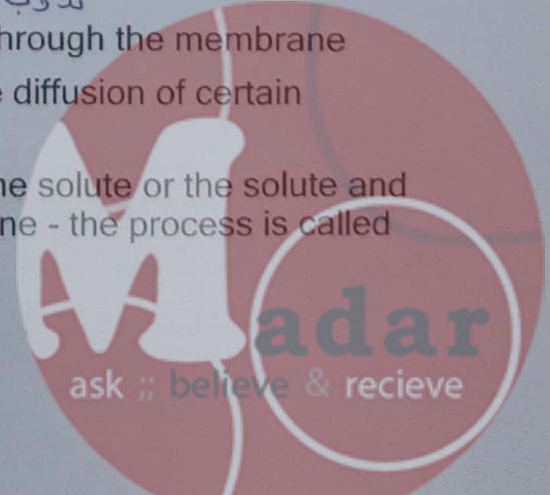
molecules تدوب وبقسى

by diffusion

*substances move between phases by diffusion through the membrane

*porous membranes are selective-they permit the diffusion of certain molecules.

*non porous membranes preferentially dissolve the solute or the solute and solvent which then diffuses through the membrane - the process is called permeation or dialysis.



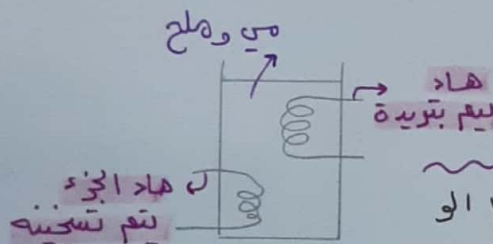
اد (R/O) Reverse ← التناضح العكسي (يستخدم لتحلية مياه البحر لوعنا
هي ماصة وهي عذبة الاتجاه انوالغذية تروح للمالحة عشان تخفف ال conc بس
لي بيير انو ينط منفض بحيث (ينعكس اتجاه الماء).

□ these operations involve different phases:

- Gas/Gas ↗
↘ effusion-microporous membrane
permeation - non-porous membrane.
- Gas/Liquid - permeation processes (non-porous membranes)
- Liquid | Liquid: Dialysis - membrane permeable to solvent and dissolved substance.
- Electro dialysis - electromotive force is used to assist the diffusion process.
- Reverse osmosis (R/O) - desalination of water.

electro dialysis ← ينط بين ال 2 phase قوت جهد كهربائي عشان تخرج
جهة أكثر من جهة ثانية.

* Thermal diffusion →



باتالي راح يهيري عنا
Temp gradient وحسب الكثافة
يتم الفصل استياء راح تفلح لفوق ولي ال
كثافة عالية مع التبريد بنزل لعتا ويقيم
الفصل (مائي) membrane بهاي
(الحالة).

III) Direct contact of miscible phases:

- Thermal diffusion - concentration difference is created by a temperature gradient
- Centrifugation - separation occurs as a result of slightly different forces acting on various molecules of different masses.

IV) Surface Concentration:

Foam separation: some substances when dissolved in a liquid in contact with a gas are found to concentrate on the free surface. By forming foam on the surface of the liquid, the surface area between the gas and the liquid is increased and the solute is concentrated in the foam and can be collected at the surface.

ينط مع الخلطة مادة رغوية يتأخذ السوائل
الصلبة رغوها ويعلقها للسطح وبالتالي يعمل عملية فصل

② cost → **fixed** بالبايت
→ **operating** سنوية وهي الأهم

بنداً على شو تختار طريقة الفصل

Choice of a separation method:

✱ Factors to be considered in the selection of a separation process:

- ① • Physical properties of the materials to be separated. → حسب الخصائص الفيزيائية (S/L, 1000)
- ② • Cost of process to be used (fixed or operating).
- ③ • Knowledge of design and availability of data for design.
- ④ • Operability (Simplicity, ease of maintenance.)
- ⑤ • Safety: assessment of major risks.
- ⑥ • Environmental and social factors.

عملية التشغيل لا آخذها بعين الاعتبار، تكون بسيطة، بحيث عمليات الصيانة تكون أسهل.

تحافظ على البيئة.

التقييم كثير من التقييم عبارة عن معلومات سريعة عند الشركة لكي يتسرع إذا مش متوفرة المعلومات كيف بدى أهم < < < distillation هو على معلومات < < < ما تستخدم solvent سام أو يتأكل إذا في بديل

⑤ safety →

← عادة الـ number of stage بعلو من الـ :-

Design Principles:

- ① phase equilibrium
- ② material Baland

There are four principal design factors involved in the design of mass transfer equipment:

- i) number of equilibrium stages or the equivalent quantity for continuous operations. These are determined based on phase equilibrium data and material balances.

عدد ايات لي بواجه الـ phase مع بعض لفصل الـ كل ماؤات عد الـ stages يكون الفصل أصعب، إذا one stage يكون سهل.

- ii) Contact time:-

This is connected with:

- efficiency in stage wise operations.

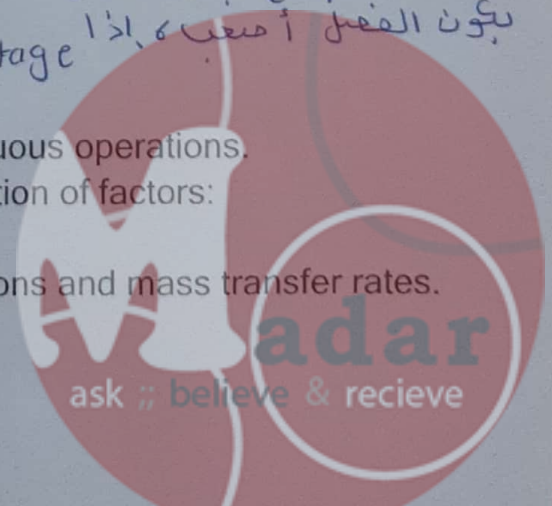
- size of equipment (volume or length) in continuous operations.

Contact time may be established from a combination of factors:

- material balances.

- equilibrium characteristics → final concentrations and mass transfer rates.

حسب زمن التلامس حجم الرعاد كير صغر



iii) Flow rate:

This factor determines the cross sectional area of the equipment. The permissible flow rate is established from hydrodynamics for a given geometry of a device.

iv) Energy requirements:

Both thermal and mechanical energies are required

Thermal energy → establishment of temperature gradients
→ creation of new phases-evaporation
→ cooling - condensation, overcoming heat of solution.

Mechanical energy → transport of fluids or solids
→ dispersing liquids and gases.



2. Phase Equilibrium

2.1 Review of relations for gaseous mixtures:

Partial Pressure: (P_i) ← الضغط

ال process
ال sys منفردة
زي عمليات ورا بعض

الناتج عن الغاز

فيما لو كان
لوحده في

ال sys

In a mixture of different gases the molecules of each gas are distributed throughout the available space and their motion contributes to the total pressure of the system.

The partial pressure of a component gas that is present in the mixture is the pressure that would be exerted by that component if it were present alone in the same volume and at the same temperature as the mixture.

← معظم الغازات
يقدروا نفسها
ideal ، اذا

For an ideal gas:

$$P_i = n_i \frac{RT}{V}$$

V : total volume

منش ideal
بدنا بحالا
equation
of state

Pure component volume: V_i

→ يرضو
هون
ideal

The pure component volume of a component gas that is present in a mixture of gases is the volume that would be occupied by that component if it were present alone at the same temperature and pressure as the mixture.

* يعني mix له P و T

لو بدنا بس (i) comp

For an ideal Gas

$$V_i = n_i \frac{RT}{P}$$

P : total pressure

كم يكون جعها

Relation between Partial pressure, pure component volume and mole fraction:

← قسنا معادلة
ال partial
على P_i و V_i

$$\left[\frac{P_i}{V_i} = \frac{n_i (RT/V)}{n_i (RT/P)} \Rightarrow \frac{P_i}{P} = \frac{V_i}{V} \right]$$

$$\frac{P_i}{P} = \frac{n_i (RT/V)}{n (RT/V)} \Rightarrow \frac{P_i}{P} = \frac{n_i}{n}$$

$$\Rightarrow \frac{P_i}{P} = \frac{V_i}{V} = \frac{n_i}{n} = y_i$$

→ mole fraction



Dalton's Law of Partial Pressures:

The total pressure exerted by a gaseous mixture is equal to the sum of the partial pressures of the components present in the mixture:

$$P = \sum P_i \rightarrow n_1 \frac{RT}{V} + n_2 \frac{RT}{V} + \dots$$

Amagats Law:

$$P_{\text{total}} = n \frac{RT}{V} \rightarrow \frac{RT}{V} (n_1 + n_2 + \dots) \rightarrow n_{\text{total}}$$

The total volume occupied by a gaseous mixture is equal to the sum of the pure component volumes.

$$V = \sum V_i$$

Vapor pressure:

قريب من حالة الـ liq

A vapor is a gas below its critical point. Vapor pressure is the pressure at which the liquid and vapor phases of a pure substance may exist at equilibrium at a certain temperature.

الحرارة كبير يتحول

Change of vapor pressure with temperature:

تغير إلى liq

يكون على خزان

مغيرة يعمل

محافظ على حالة

لو زدنا الحرارة

ممكن يومهل

superheated

Antoine Equation: (predictions of vapor pressures)

$$\ln(P) = -\frac{A}{T+C} + B$$

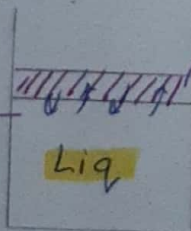
→ non-linear equation
pressure كيف الـ
absolute Temp يتغير مع الـ

A, B and C are constants specific for each substance. T is the absolute temperature.

Change of vapor pressure with pressure:

Under normal conditions it is negligible.

الـ T هي مقياس لـ internal energy على ما أعطينا
energy ينعكس هـ الكمي على مقياس الـ
Temp ويزداد ، كلما زادت الحرارة الجزيئات
تترب أكثر لهيك الـ P_v يتغير مع الحرارة .



هذه النقطة
يكون pure من
الـ liq والـ vapor
بنفسه
vapor pressure .

على حرارة معينة هنا
جزيئات في أشي منهم
بحاول يهرب وأشج بحاول
يرجع ، عند الاتزان لما

يكون هنا الـ net على حاله وليش داخل يساوي
متغيرين ما في لا يتحول ولا يكشف بتكون وميلنا
Thermodynamic حالة الـ
equil. طبقه صغيرة قريبة من سطح الـ liq



* 1 Boiling نقطة لـ pure liq
 اما bubble point يكون لمختلي mix يعني اول
 فقاعة sat'd vap هاي هي ال bubble point

Boiling point:

It is the temperature at which the vapor pressure of a pure liquid becomes equal to the external pressure.

درجة الغليان هي الدرجة P_v يساوي P_{atm}

Saturation:

A gaseous mixture in contact with a pure liquid is said to be saturated when the partial pressure of the liquid vapor in the mixture is equal to the vapor pressure of the liquid at a certain temperature. The vapor and liquid are at equilibrium.

يكون P_v يساوي P_{atm}

Phase Rule:

For a nonchemically reactive system at heterogeneous equilibrium.

sys مهمة بتخلي اوصاف ال $F = C - P + 2$ بطريقة كاملة

$A, B, C \rightarrow P_A$
 gas mix
 liq A $\rightarrow P_v(A)$

$C =$ Number of components (chemical species)

$P =$ Number of phases

$F =$ Number of degrees of freedom (variance)

= Number of intensive properties (independent variables) that must be specified to completely fix the state of the system [In this course the intensive properties are T, P and concentration].

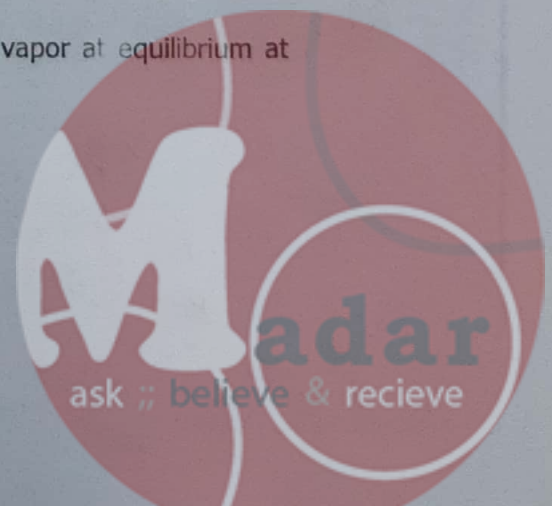
* كل مرة بغير فيها ال P ال state لا يساوي

Ex:

For a pure gas $F = 2 \Rightarrow T$ and P can be changed by small amounts without changing the state of the gas [no change in phase].

* At Triple Point $P = 3 \Rightarrow F = 0$

It is therefore impossible to have solid / liquid / vapor at equilibrium at conditions other than the triple point.



2.2.1 Binary Vapor Liquid Equilibrium

2.2.1 يتكون مادة

متطایرہ اکثر

والثانية متقاربة

أمل ٤ درجة

الفليان المم

مختلفة 5

pure

System:

vapor – Liquid mixture of components A and B.

Phase Rule:

$$\underline{C = 2} \quad \underline{P = 2} \Rightarrow \underline{F = 2}$$

Independent variables: T, P and the concentration of one of the components in the vapor (y) and in the liquid (x).

← vap phase → liq phase

2.2.1.1 Phase equilibrium diagrams:

- Usually pressure is specified (fixed) $\Rightarrow$ one independent variable remains to be fixed.
- At constant pressure four **isobaric phase equilibrium** diagrams involving the variables T , x and y can be constructed:

$$\boxed{\circ} T-x \quad \circ T-y \quad \circ T-x-y \quad \circ x-y$$

عادة الـ pressure يكون ثابتا
التالي عندي variable واحد أتكلم فيه وأخبره

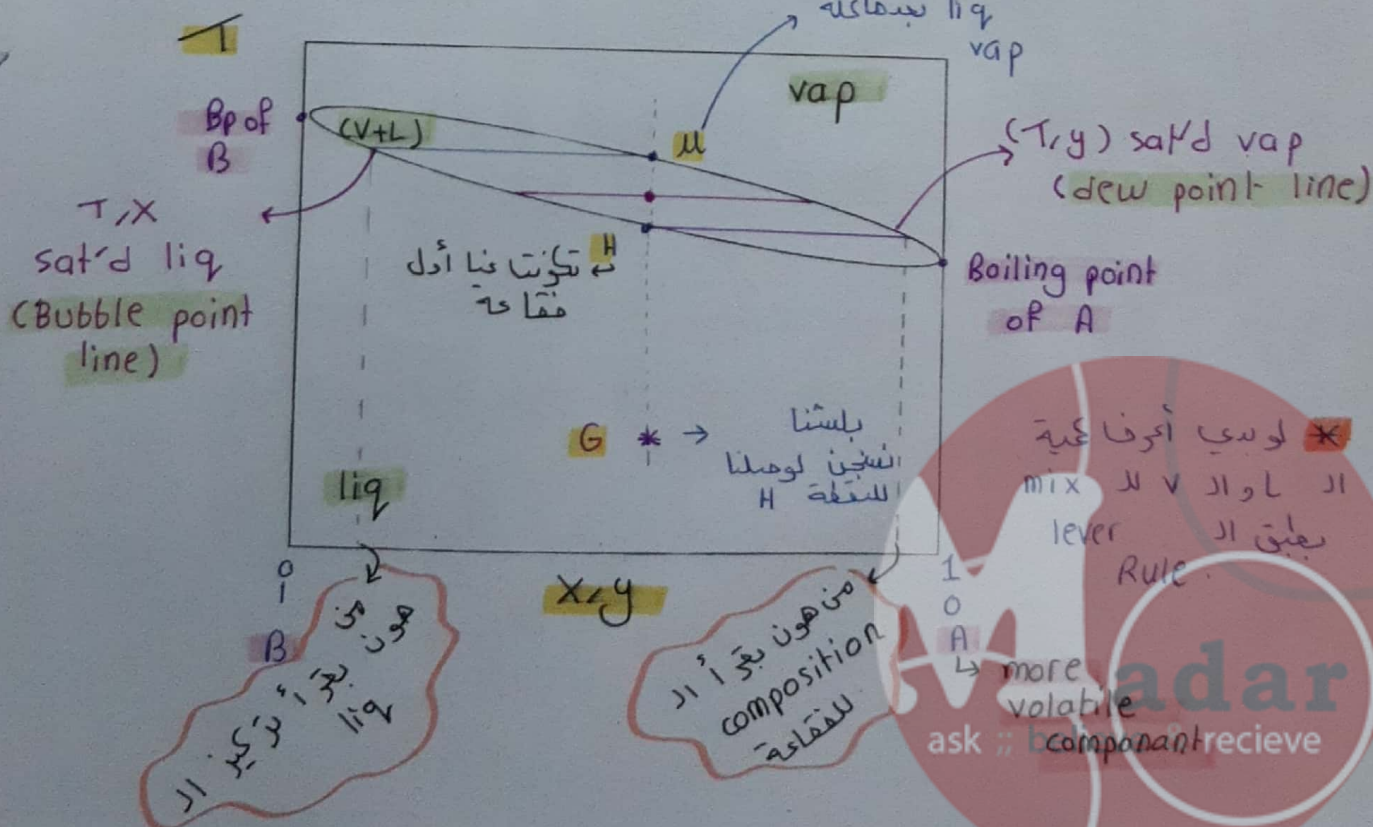
Constant Pressure Equilibrium:

→ at constant pressure
 & closed sys

- T-x • T-y • T-x-y diagrams:

آخر نَفَقَةٍ مِنْ الـ

بقدره



- Liquid and vapor mixtures at equilibrium are at the same temperature and pressure and a horizontal line called a tie line joins their respective compositions.

- A mixture between two equilibrium curves such as E is a two phase mixture consisting of a liquid with composition at D and a vapor with composition at F.

The relative amounts of equilibrium phases are given by the lever rule

$$\frac{\text{Moles D}}{\text{Moles F}} = \frac{\overline{EF}}{\overline{DE}}$$

- Heating a liquid mixture composition (G):

* Boiling range → يكون بين الـ bubble point و الـ dew point mix لا

← شرح الرسمة
يلاحظ
* على ماسخنا بزيادة الـ vap يزداد غنى الـ volatile
Closed system with constant pressure. If the liquid is heated, the first bubble of vapor forms at (H) with vapor composition at (J) richer in the more volatile component (mvc). As more mixture is vaporized more vapor forms at the expense of liquid but the entire mass composition is still the same. The last drop of liquid mixture vaporizes at M and has composition at N. The boiling range of the mixture is HM.

الـ mix سخناه
لوصل الـ bubble point
النقطة (H) وطينا سخنا
لوصلنا لنقطة (M) بين
النقطة (H) و (M) هالـ range
نقطة الـ Boiling range

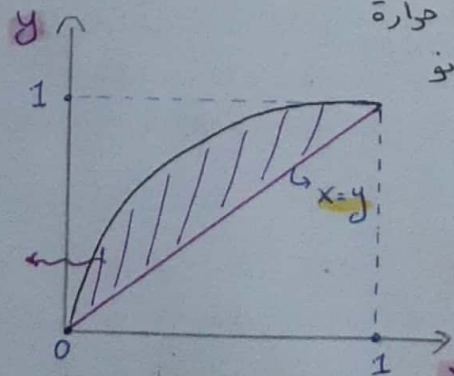
← كمية الـ vap المتناقص
والـ comp يكثر
الـ vap كمان الـ comp
يقل
كمية الـ vap مع الزمن
بتنغير
Open system: If a solution is boiled in an open vessel, the vapor is richer in the more volatile component. As vaporization proceeds the liquid becomes leaner. The temperature and composition of saturated liquid move along HN as vaporization (distillation) proceeds.

* open ← الجاز بي
sys

بطلع بنتفي وبتنخرج
استقرار عملية التسخين
لملك احنا بتكون بغير على خط الـ bubble
لنوصل الـ pure (حبة مسخيل نوصل الـ pure) >

← في حالة الاتزان
vap ما يكون
at equi with liq
الحظ الواحد بينهم
tie line (أخذنا قيم x و y
من رسمة الـ Txy) ومثلنا
هاد الـ curve

x vs. y diagram:



* النقاط هحول كل نقطة على درجة حرارة مختلفة ، ليس ؟!

لأنو كل Tie line بتقابلو درجة حرارة معينة ، أما الضغط يكون ثابت ، لأنو إذا غيرنا الـ pressure بتغير على diagram ثابت ، عادة ما نشغل يكون هنا variation بغير الـ P لملك بتقدر نفي الـ operation بتغير under const P

كلما زاد الاستخاخ كلما جاز الـ vap أبعد من الـ liq يعني الفردقات بالـ comp أكبر ، وكلما الـ curve قرب لخط الـ vap والـ liq قواب وبتكون عملية الـ 2 comp والفصل بين الـ vap أصعب

equil. curve

بمفينا العلاقة بين الـ liq والـ vap
at constant pressure

ask :: believe & recieve

عند درجة حرارة معينة يكون عذبي vap و liq
في حالة اتزان مع بعض، نسبة ال comp. في ال

2 phases لبعضهم تتغير بالـ relative volatility

* كلما زادت α

كلما كانت عملية الفصل أسهل

أما إذا درجات الحرارة متقاربة الفصل يكون أصعب

2.2.1.2 Relative volatility

The greater the distance between the equilibrium curve and the diagonal, the greater the difference in VL composition and the easier the separation.

* كلما كانت الـ

pure comp. أو B.p CT)

يفاد عن بعض يكون

الفصل أسهل

Relative volatility is a measure of the difference between vapor and liquid composition at equilibrium. It is called separation factor.

$$\alpha = \frac{(\text{moles A / moles B}) \text{ in vapor}}{(\text{moles A / moles B}) \text{ in liquid}}$$

$$= \frac{y_A / (1 - y_A)}{x_A / (1 - x_A)}$$

$$= \frac{y_A (1 - x_A)}{x_A (1 - y_A)}$$

we add energy to create two phases

في أي شيء يضاف (liq-liq) يس
we add mass (solvent) to create 2 phases

لهيئ في تشابه التعامل مع الـ (liq-liq)
يكون اسمها selectivity

لو $\alpha < 1$
يكون في فصل
ليس بدأ بفصل ال
more volatile comp.

- 1 $\alpha = 1$
- 2 $\alpha > 1$

no separation
separable mixture

كلما
زادت فصل أسهل

2.2.1.3 VLE for ideal solutions:

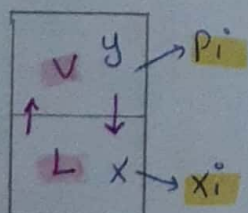
Characteristics of ideal solutions:

- 1 Average inter molecular forces in the solution are unchanged upon mixing.
- 2 No heat will be absorbed or released upon mixing.
- 3 Volume of solution varies linearly with composition [i.e. Total solution volume equals the sum of pure component volumes].
- 4 The total vapor pressure of solution varies linearly with composition.

Ideal solutions do not exist in reality. However, many solutions approach ideality. For example; adjacent members of homologous series of organic compounds. e.g. benzene in toluene.

Raoult's Law:

When the gas mixture in equilibrium with an ideal liquid solution also follows ideal gas law, the partial pressure of a solute gas is linearly proportional to its



vap و liq في

حالة اتزان، إذا الـ

vap يكونوا ideal يكون

له علاقة بالتركيز بـ الحالة
في الـ (x_i) (ما الودخل بـ طبيعة الكذب)

mole fraction in the liquid phase. The constant of proportionality being the vapor pressure of the pure species at the system temperature.

$$P_i = P_i^s x_i \rightarrow x_i = \frac{P_i}{P_i^s} \quad (\text{solute property})$$

Equilibrium partial pressure vapor pressure mole fraction in liquid

It is seen that the solubility of a certain gas in an ideal solution is independent of the nature of the solvent.

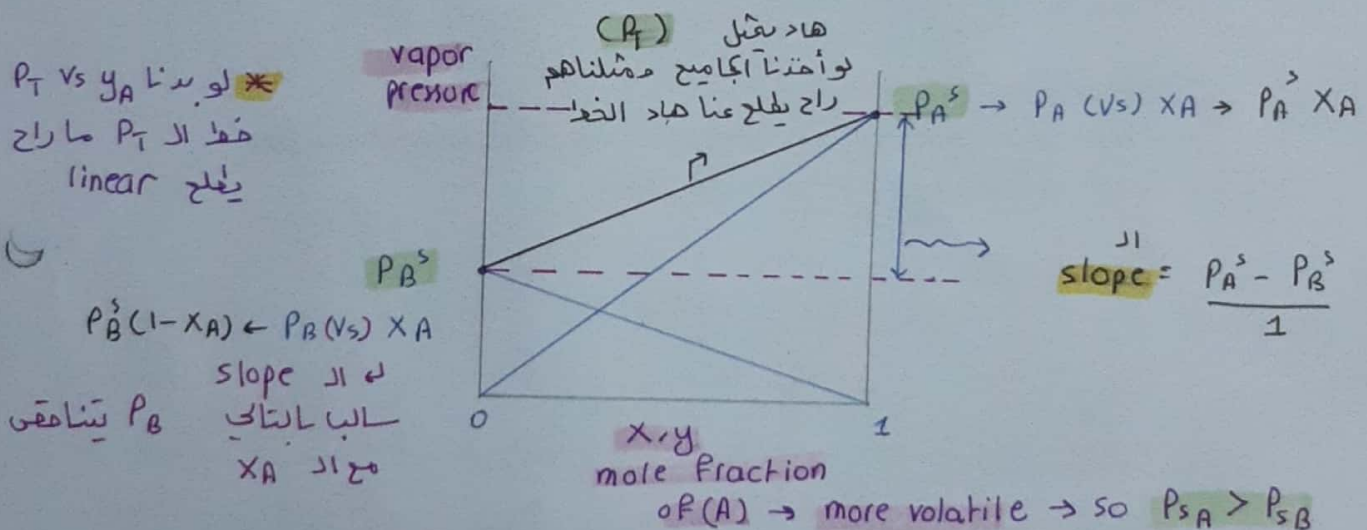
For a binary mixture we have:

$$\begin{aligned} P_A &= P_A^s x_A & P_B &= P_B^s (1 - x_A) \\ P_i &= P_A + P_B \\ &= P_A^s x_A + P_B^s (1 - x_A) \\ P_i &= (P_A^s - P_B^s) x_A + P_B^s \end{aligned}$$

Partial P of A Partial P of B total pressure (معادلة خطية إذا)

slope = $P_A^s - P_B^s$

At constant temperature these are linear since P_A^s and P_B^s are constant.



For ideal solutions it is possible to calculate the vapor liquid equilibria from vapor pressure data of pure substances.



For Binary mixture: At a given temperature:

$$x_A + x_B = 1.0$$

$$; \quad y_A + y_B = 1.0$$

$$x_A = \frac{(P_t - P_B^s)}{(P_A^s - P_B^s)}$$

$$y_A = \frac{P_A}{P_t} \Rightarrow$$

$$y_A = \left(\frac{P_A^s}{P_t} \right) x_A$$

Relative volatility:

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A (1 - x_A)}{x_A (1 - y_A)}$$

$$1 - y_A = y_B = \frac{P_B^s x_B}{P_t} = \frac{P_B^s (1 - x_A)}{P_t}$$

← ويغوصها بعدا
لنعمل على

$$\alpha_{AB} = \frac{P_A^s}{P_B^s}$$

$$= \frac{P_A^s x_A (1 - x_A)}{P_t x_A \frac{P_B^s (1 - x_A)}{P_t}}$$

$$\therefore \alpha_{AB} = \frac{P_A^s}{P_B^s}$$

Ratio في
sat'd vap pressure

ex. Compute the vapor liquid equilibria at constant pressure of 1 std atm for mixtures of n-heptane and n-octane.

Solution:

We need to establish t-x,y diagram at 1 atm in the temperature range between boiling points of the pure components.

At 1 atm $BP_{n-C_7} = 98.4^\circ C$

$BP_{n-C_8} = 125.6^\circ C$

$$x_A = \frac{P_t - P_B^s}{P_A^s - P_B^s}$$

$$y_A = \frac{P_A^s}{P_t} x_A$$

Sample calculation

At $110^\circ C$

$P_A^s = 1050 \text{ mm Hg}$

$P_B^s = 484 \text{ mm Hg}$

$P_t = 760 \text{ mm Hg}$

له اخترنا حرارة معينة
وجبا P_A



$$x = \frac{760 - 484}{1050 - 484} = 0.487$$

$$y = \frac{1050}{760} \times 0.487 = 0.674$$

α_{AB} : at 110 °C

$$\alpha_{AB} = \frac{P_A^s}{P_B^s} = \frac{1050}{484} = 2.17$$

Temp. °C	P_A^s mm Hg	P_B^s mm Hg	X_A	Y_A	α_{AB}
98.4					2.28
105.0					2.25
110.0	1050	484	.487	.674	2.17
115.0					2.14
120.0					2.08
125.0					2.02

Note: α for ideal solutions does not vary considerably. An average value of α can be calculated and used.

average عادي (مجموع القيم على عددهم)
 geo. average (بغرب القيم بعض)
 أو (ياخذ الأس (4 على عددهم)
 أمثل وأقرب للواقع

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A (1 - x_A)}{x_A (1 - y_A)} \Rightarrow y_A = \alpha_{AB} x_A \frac{(1 - y_A)}{(1 - x_A)}$$

↓

$$y_A [(1 - x_A) + \alpha_{AB} x_A] = \alpha_{AB} x_A \Leftarrow y_A (1 - x_A) = \alpha_{AB} x_A (1 - y_A)$$

↓

$$y_A = \frac{\alpha_{AB} x_A}{1 + x_A (\alpha_{AB} - 1)}$$

Notes:

1. Raoult's Law can generally be applied to a component whose mole fraction in the liquid phase approaches unity or to solutions of components quite similar in chemical nature.

more volatile إذا conc تبعها

2. Equilibrium constant or an equilibrium distribution coefficient can be defined.

قريب من 1 أو إذا كانوا

متقاربين من بعض ينطبق

متقاربين من بعض ينطبق

متقاربين من بعض ينطبق

متقاربين من بعض ينطبق

متقاربين من بعض ينطبق

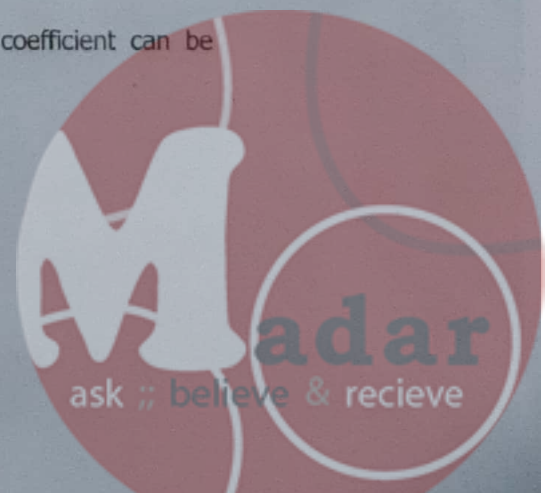
متقاربين من بعض ينطبق

متقاربين من بعض ينطبق

متقاربين من بعض ينطبق

متقاربين من بعض ينطبق

Raoult's law (مثل الهبتان والأكوتان)



solution

ideal إذا عني

بكونه مشاريات

بنزط الكعادلتيق

ولفاح عني ال

distribution

coeff. (K)

$$P_i = P_i^s \cdot x_i$$

$$P_i = y_i \cdot P_i$$

↓

$$K_{i, \text{Raoult}} = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^s}{P_i}$$

In general VLE data may be represented by:

$$y_i = K_i x_i$$

$$* K_i = f(T, P, \text{composition})$$

It can be seen that

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j}$$

$$\begin{aligned} \frac{y_i}{x_i} &= \frac{y_i}{x_j} \cdot \frac{x_j}{x_i} \\ &= \frac{y_i}{x_j} \cdot \frac{x_j}{y_j} \cdot \frac{y_j}{x_i} \\ &= \frac{y_i (1 - x_i)}{x_i (1 - y_i)} \end{aligned}$$

Raoult's Law و liq + vap

Dalton's Law في ال vap بنفسه

* على الأقلب بناخذها const

أو يعرف شو الحرارة وبنقوا في

عنا chart بنقطينا تغير ال K

مع ال T ك انو مثل ما حكيينا كل زوج

من النقاط x و y بكونوا على حوارات

معينة و بنفس الاشي ال K على حوارات معينة

كل لي حكيانه جيل عني ال

ideal هون راح

real فكي عني ال

2.2.1.4 Actual solutions:

Miscible binary mixtures:

Few binary miscible systems obey Raoult's law throughout the complete range of concentrations. Most systems deviate from Raoult's law to a greater or lesser extent.

* For real mixtures

$$P_i \neq P_i^s \cdot x_i$$

* but instead

$$P_i = \gamma_i P_i^s x_i$$

استعملناها لتعديل γ_i = activity coefficient

Raoult's law

حيث يهوا أقرب

للمواقع

$$= \frac{\text{real eqm partial pressure}}{\text{ideal eqm partial pressure}} = \frac{P_i \text{ real}}{P_i^s \cdot x_i}$$

therefore γ is a measure of the deviation from ideality

$$\gamma = 1 \Rightarrow \text{ideal solution} \rightarrow P_{i, \text{ideal}} = P_{i, \text{real}}$$

$$\gamma > 1 \Rightarrow + \text{ve deviation}$$



$$\gamma < 1 \Rightarrow \text{-ve deviation}$$

* All miscible pairs can be classified into three general types: -

① **Type I:** systems whose total vapor pressure is intermediate between those of pure components.

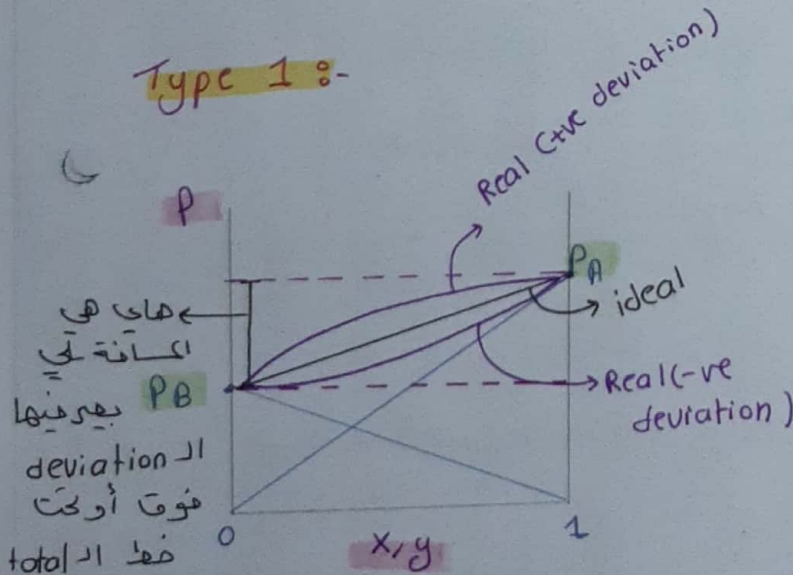
Ex. CCl_4 - cyclohexane
 CCl_4 - benzene
 Benzene - toluene
 Water - methyl alcohol.

② **Type II:** systems exhibiting a **maximum** in the total vapor pressure curve. They exhibit positive deviation from ideality and they form **minimum boiling point** mixtures.

Ex. Carbon disulfide - acetone, benzene - cyclohexane, water - ethyl alcohol.

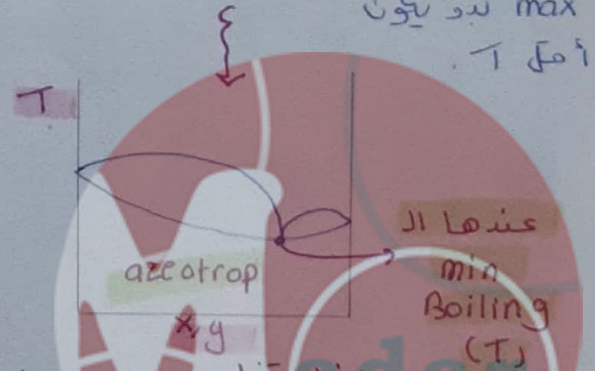
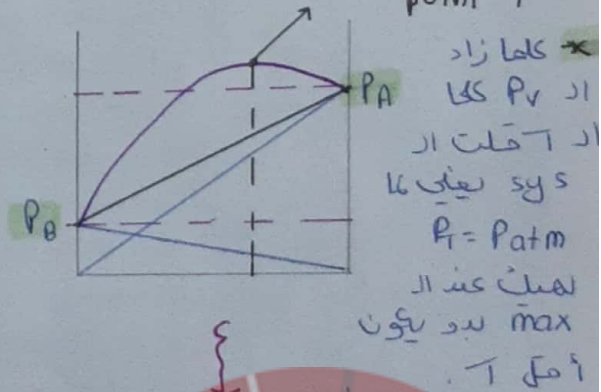
③ **Type III:** systems exhibiting a minimum in the total vapor pressure curve. They exhibit negative deviation from ideality and they form **maximum boiling point** mixtures.

Type 1 :-



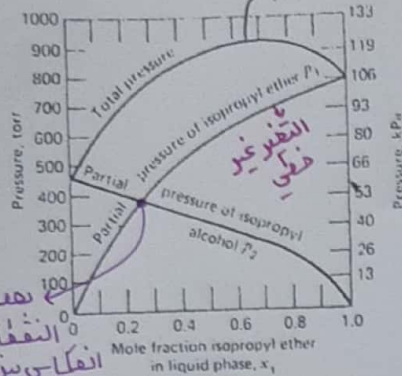
* Type 1 → بطلوعنا
 منقطه محصور بين
 اصفين (ما يتجاوزهم)

هاي اد max التغيري اد P_T يو في
 ال max هاي اد max
 بتقعنا min boiling point T
 Type 2 :-

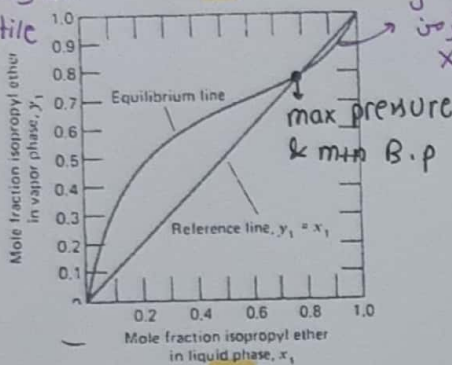


* Type 2 → المحظ يتقطر
 ask sykelia receive

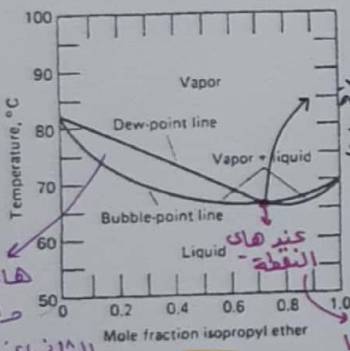
المجموع النهائي غير خطي



بهداي
النفقة يغير
انفكاس بين
اد x واد max
volatile



الدي
أكثرون
x



هاد النقص
والنقص
الثاني هنا هو
مع ٩٢ وكل جزء
مفضل

Figure 3.5. Minimum-boiling-point azeotrope, isopropyl ether-isopropyl alcohol system. (a) Partial and total pressures at 70°C. (b) Vapor-liquid equilibria at 101 kPa. (c) Phase diagram at 101 kPa. [Adapted from O. A. Hougen, K. M. Watson, and R. A. Ragatz, *Chemical Process Principles, Part II*, 2nd ed., John Wiley and Sons, N. Y. © (1959).]

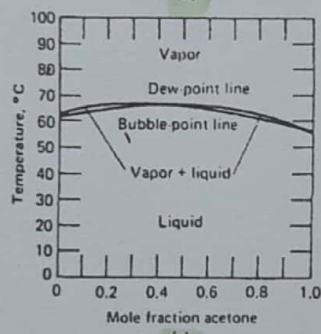
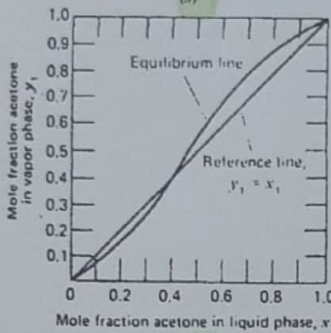
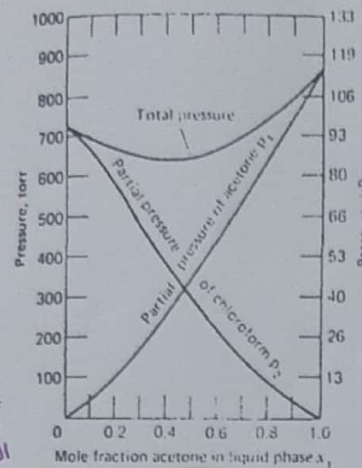


Figure 3.6. Maximum-boiling-point azeotrope, acetone-chloroform system. (a) Partial and total pressures at 60°C. (b) Vapor-liquid equilibria at 101 kPa. (c) Phase diagram at 101 kPa. [Adapted from O. A. Hougen, K. M. Watson, and R. A. Ragatz, *Chemical Process Principles, Part II*, 2nd ed., John Wiley and Sons, N. Y. © (1959).]

الرسات يبي
هون بغير عن

Type 3

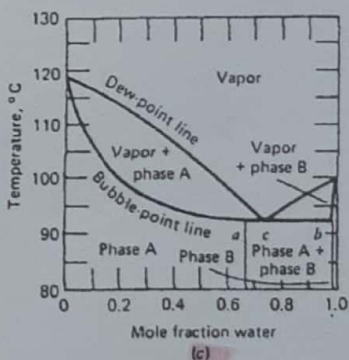
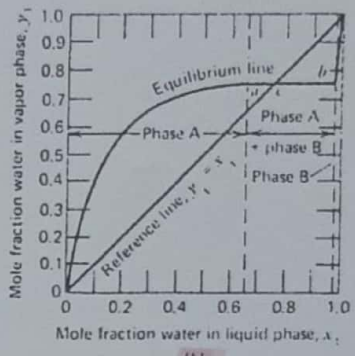
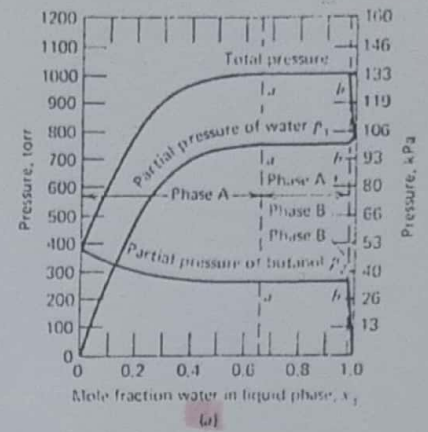


Figure 3.7. Minimum-boiling-point (two liquid phases) water-n-butanol system. (a) Partial and total pressures at 100°C. (b) Vapor-liquid equilibria at 101 kPa. (c) Phase diagram at 101 kPa. [Adapted from O. A. Hougen, K. M. Watson, and R. A. Ragatz, *Chemical Process Principles, Part II*, 2nd ed., John Wiley and Sons, N.Y. © (1959).]

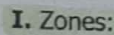
الرسات يبي هون
بغير عن اد

Partially miscible
Binary mixtures



Partially Miscible Binary Mixtures:

أي mix بناخذ بهزول 1
2phase vap و CV+L
المنطقة يكون عني



- یعنی A ذایب فی B
أو B ذایب فی A
ution of one

وحدة عينة في A
والثانية عينة في B



Madar
ask :: believe & recieve

أي خلطة على الخط KM تكون على حارة ثابتة وراح تقطينا 2phase
(liq) و (vap) بين L & M
vap liq

III. Two phase mixtures within the range KM will boil at the temperature of line KM, and they all give rise to the same vapor of composition L in equilibrium with two liquids at K and M which are also in equilibrium with each other.

IV. A two-phase mixture of average composition L which produces a vapor of the same composition is sometimes called a **heteroazeotrope**.

لأنو عنا (liq) 2phase

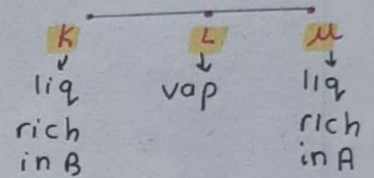
V. Phase rule for systems at temperature KM:

$$C = 2$$

$$P = 3$$

$$F = C - P + 2$$

$$\Rightarrow F = 1$$



If pressure is set, everything else is specified.

إذا ثبتنا الضغط وراح يكون KM

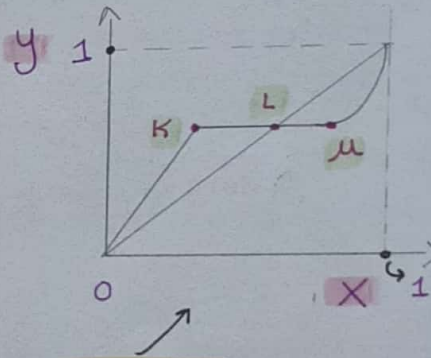
كل شيء مثبت وراح يكون نفس الـ comp

بس الكميات مختلفة

equilibrium 3 مع بعض

بزي لما يكون عيني زيت وحي لو خلطتم شوي راح يبي زبي bubbles بس الزيت يتصرف كحال واعي يتصرف كالحا وكل مادة الها vapor pressure معين .

P_A^s	P_B^s
o o o	o o o
o o o	o o o
o o o	o o o



IMMISCIBLE BINARY MIXTURES (heterogeneous solutions)

Immiscible liquids are mutually insoluble – addition of one liquid to the other does not affect the properties of either liquid. Each will behave independently and will exert its own vapor pressure corresponding to the pure liquid at a given temperature.

$$P_i = P_A^s + P_B^s$$

* Partial pressure = vapor pressure

The mixture will boil at a certain temperature when the sum of the vapor pressures equals the external pressure. The vapor composition is:

$$y_A = \frac{P_A^s}{P_i}$$

* bubble point يكون لما الضغط يبي فوق السائل يتسار مع الضغط الخارجي هون بيهر الغليان .

الضغط يبي فوق السائل يكون من A و B ، وأي درجة غليان راح تكون أقل من A كحال وأقل من B كحال ، لأنو مجموع A و B أعطانا Total P ، إذا A كالحا بتقطينا vapor pressure of A ونفيس الاتي B .

pure (أو pure درجة غليانها أعلى من الـ mix) المجموع راح بتقطينا درجة غليان أقل من الـ ask :: believe & recieve

Notes:

pure درجة غليان
mix أعلى من الـ

1. The boiling point of any mixture of two immiscible liquids is less than the boiling point of either of the two liquids.

← نفس درجة الغليان لأنو

2. Boiling point of all possible mixtures of two immiscible liquids is the same (no change in vapor pressure with composition).

$$P_t = P_A^s + P_B^s$$

وهو د ثابت لهيك
أي خلطة بناخذها إياها

3. At any boiling point, the vapor composition remains constant and is independent of overall liquid composition.

→ كما يهبر عنا

خليان يكون الـ comp. بقع الـ vap

والرقا بفضل ثابت

2.2.2 VLE for multi-component systems:

مع Binary

Graphical presentation of more than three component systems is extremely complex.

→ عادة الـ multi
تتعامل على الأقل من
3 comp بقدر أمثلهم على

Many of the multi-component systems of industrial importance can be considered nearly ideal solutions. Raoult's law can be applied and vapor liquid equilibrium data can be calculated from pure component data.

مثلث أما 4 comp
يهبردي بعد رابع
ويهبر صعب.

Sometimes equilibrium data can be calculated from binary mixtures data.

قطب بنسبة light هفيف
وقطب بنسبة heavy ثقيل لهيك كقريب
بعض الـ mix يتقدر نتعامل معهم بـ Binary sys

For multi-component systems, equilibrium data is represented by means of distribution coefficients.

For any component i

$$y_i = k_i x_i$$

For ideal solutions at moderate pressures, k_i is independent of composition. It depends only on temperature and total pressure.

الـ ك ثابتة
لكل مادة حالها ما إياها علاقة
بالتراكيز إياها علاقة بنوعية المادة.

At equilibrium:

$$k_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{p_i / P_t}{P_i^s / P_t} = \frac{P_i^s}{P_t}$$

sat'd vap pressure
ما إياها دخل الـ comp
له علاقة بالبخارة ونوع المادة.

It is also customary to choose a convenient reference component (in many cases heaviest component) to which data can be referred:

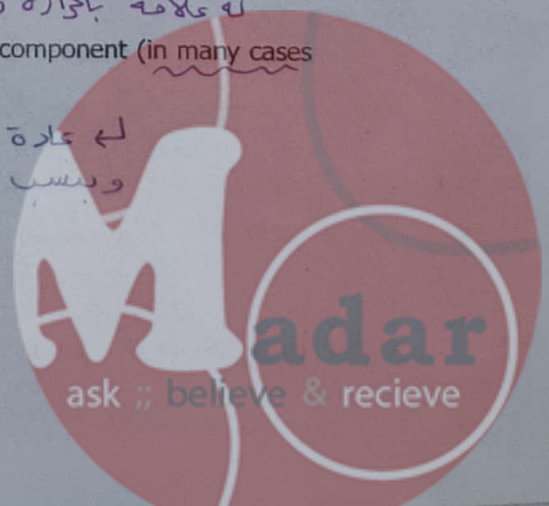
له عادة بتختار خلطة مرجعية
وبنسب كل إشي إياها

له عادة بتختار أكبر قطب

ما يتطابق بسهولة وبنسب

كل إشي إياها أكثر وحدة heavy

موجودة بكميات كبيرة



At equilibrium:

$$\alpha_{ij} = \frac{(y_i/x_i)}{(y_j/x_j)} = \frac{k_i}{k_j}$$

$$\alpha_{ij} = \frac{P_i^s/P_i}{P_j^s/P_j} = \frac{P_i^s}{P_j^s}$$

* هاي الحسابات مهمة في ال distillation

VLE For a given vapor-liquid system at equilibrium:

at constant pressure

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/y_j}{x_i/x_j}$$

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j}$$

هاي الكهامة بنستخدمها اما عشان نطلع ال bubble أو ال dew point

$$y_i = \frac{\alpha_{ij} x_i}{(x_j/y_j)}$$

$$x_i = \frac{y_i/\alpha_{ij}}{(y_j/x_j)}$$

$$\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{ij} x_i}{(x_j/y_j)} = 1$$

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i/\alpha_{ij}}{y_j/x_j} = 1.0$$

$$\left(\frac{x_j}{y_j}\right) = \sum_{i=1}^n \alpha_{ij} x_i$$

$$\frac{y_j}{x_j} = \frac{1}{\sum \alpha_{ij} x_i}$$

$$\left(\frac{y_j}{x_j}\right) = \sum y_i/\alpha_{ij}$$

$$\text{substitute for } \frac{y_j}{x_j} = \frac{y_i}{\alpha_{ij} x_i}$$

$$x_i = \frac{y_i/\alpha_{ij}}{\sum y_i/\alpha_{ij}}$$

كلهم عملية إعادة ترتيب للمعادلة

كميوي على ال comp. in liq phase و ال α

$$y_i = \frac{\alpha_{ij} x_i}{\sum \alpha_{ij} x_i}$$

* اذا اردتني خل Trial error بنشوف شو α Function من ال T وال X وبنطها ل المعادلة راح يطلع عنا 5 معادلات غير خفية بنخدم مع بعض

useful for Dew point calculation

→ vap mix وبنشوف اول نقطة بتشتت عندها ال vap

mix liq ← لبي اعرف

useful for Bubble point calculation

عند أي درجة عليان بتبشش نطلع اول فقاعة * هاي المعادلة دلالة لـ Temp لي بدنا نطلع بنختار حرارة معينة وبنجيب α و x_i معروفة عنا ، بنجيب α لكل الكواد مثلاً عنا 5 مواد بدنا نجيب 5 قيم لـ α ونطهم ل المعادلة ونشوف اذا مجموع ال يباري 1 ، اذا أكثر من 1 عنا vap أكبر حيننا نقلل الحرارة اذا أقل بدنا نرفع شوي بنقل نرفع ونزول لنقل نوصل للحرارة المطلوبة لي بقلي عندها .

* نفس ال liq احسنا هاي المعادلة بتكينا ال vap و ال liq في حالة التوازن عند حرارة معينة بنجيب α ونا ال α وبنشوف ال مجموع x يباري 1 وبنرجع ونقلل بالحرارة لنوصل لـ Temp المطلوبة ask :: believe & recieve * مارجع بحصل ال رابط على 1 بس على الأمثل رقم هو 0.987 من الواحد مثلاً (0.987)

2.2.3 Enthalpy concentration diagrams:

Binary VLE data can also be represented by enthalpy concentration diagrams [useful in showing energy changes as well as composition changes].

state $\rightarrow$ state
 internal energy
 راح يصابه تغير باد

Calculation of Enthalpy contents:

① Liquids:

For a liquid solution:

H_L = sensible heat and heat of mixing

$$H_L = C_L (t_L - t_0) M_{av} + \Delta H_S$$

C_L : heat capacity of solution. For ideal solution it is the weighted average of the pure components heat capacities. (energy / mass. deg.).

M_{av} : average molecular weight.

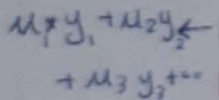
t_L : liquid temperature (for a saturated liquid it is the bubble point).

T_0 : reference temperature. $\rightarrow$ عادة بتكون 25°C

ΔH_S = heat of solution at t_0 for the given concentration.

average ~~latent~~ heat capacity of sol'n

$\hookrightarrow$ = heat capacity * μ
 of each comp $\downarrow$ mole fraction



heat evolved $\leftarrow (-) \text{ اذا } *$

heat added $\leftarrow (+) \text{ اذا } *$

ideal solution $\leftarrow (0) \text{ اذا } *$



نقطه A کانه و نقطه B کال
و نقطه dew point

② Saturated vapor:

ال vapors يتبخرون
ويتخلط مع هواء

We can assume pure liquids are heated separately to the dew point t_v , each vaporized at this point and vapors are mixed.

$$H_v = \text{Enthalpy of Vap A} + \text{Enthalpy of Vap B.}$$

$$H_v = \gamma [C_{L,A} (t_v - t_0) M_a + \lambda_A \cdot M_A] + (1-\gamma) [C_{L,B} (t_v - t_0) M_B + \lambda_B]$$

comp of ϵ
vap

 λ_v : latent heat of vaporization of pure substances at t_v [energy/mass]

C_L : heat capacity of pure liquid energy/mass deg.

هاي اكافه هي ار

latent heat of vaporization of mix A

super heated vap

Sat'd vap line

$$\{2A \rightarrow \text{pure } A$$

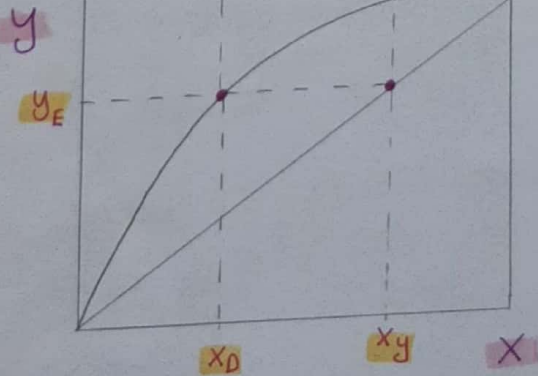
supercooled liq

1
0
(A) → more volatile

λ_B ← هاي اكافه لما يبين عنا
 pure B ، هاي اكافه بيط
 عن ال energy change
 من ال sat'd liq لا sat'd vap

enthalpy of heating
mix A to the bubble
point

* بلشتنا من mix A
 supercoiled سخيلا لوميل
 لد solid للنقطة B
 واذا أخذنا closed sys
 واستقرينا التسخين را
 نوصل للنقطة C



هناك curve لازم يكون موجود عشان احرف
أحدد زاوية ال helix line يلي فوق ، كل x يشوف
يلي بتقابلها وبتقابلهم من السرعة يلي فوق و برسم ال
helix line

ask :: believe & recieve

* إذا كنا gas مع liq يكون لنا اتزان هون ينتقل على ذائبة في gas و liq معين ، قبل باد (V-L) equi كل اد comp. كلو باد 2 phase بين ال liq وال vap وبينهم علامة اتزان هون مش هنوري كل اد comp يكون باد 2 phase ، هنا gas هنا liq ممكن gas ينتقل من ال gas لـ liq أو العكس الانتقال هاديهم حتى نقل إلى حدود ذائبة معينة

2.3 Gas – Liquid systems, Henry's Law

System: Gaseous mixture A+B

A to be absorbed by liquid S

B carrier gas.

Thermodynamics variables: $P, T, x_A, x_B, x_{A'}, y_A, y_B, y_S$

Solvent

ببخر بالغاز

Degrees of freedom: $C=3 \quad P=2 \Rightarrow F=3-2+2=3$

Therefore if three variables are specified, all other variables are determined. If B is insoluble in S, and S has negligible vapor pressure, then the remaining variables are: P, T, x_A and y_A

لـ إذا ثبتت أي 3 من ههول
الساقى كلم يكونوا مشين لأنو بينهم
علاقات اتزان ، إذا B مابذوب باد
و S مابذوب في B يكون
 $x_S = y_S = 0$

* إذا عرفنا x_A أو y_A
مباشرة بطلع x_B و y_B
من مجموع المولات
ياوي 1

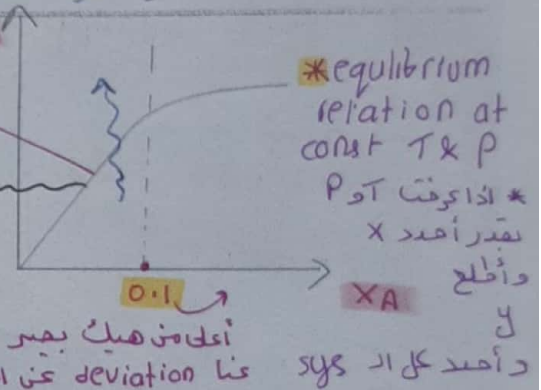
الخط البسيطة يكون linear
بعدين بغير شوية اختنا لما ال
solvent يغير فيه زيادة solute
هاي المنفقة dilute sys كفية ال
A لـ solvent قليلة

For gases whose mole fraction in the liquid phase approaches zero, a linear equilibrium relationship may be assumed with reasonable accuracy. (at dilute sys)

في هاي انماط منطبق

Henry's law

slope = k_A



Henry's Law:

هذا القانون صحيح إذا كانت

جيم ال x_A قليلة صغفر
شغلنا باد sys (gas-liq)
in dilute sys

$$P_A = k_h \cdot x_A$$

Partial pressure of A Henry's law constant of A in liquid

almost all liquids will deviate above mole fractions of 0.1.

Henry's

$$P_A = k_h X_A$$

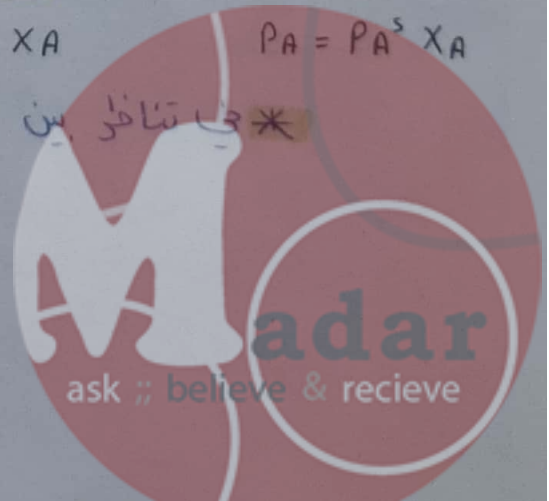
Raoult's

$$P_A = P_A^s X_A$$

Equilibrium constant:

$$K_A = \frac{y_A}{x_A} = \frac{k_h}{P_i}$$

* في تناظر بين القانونين



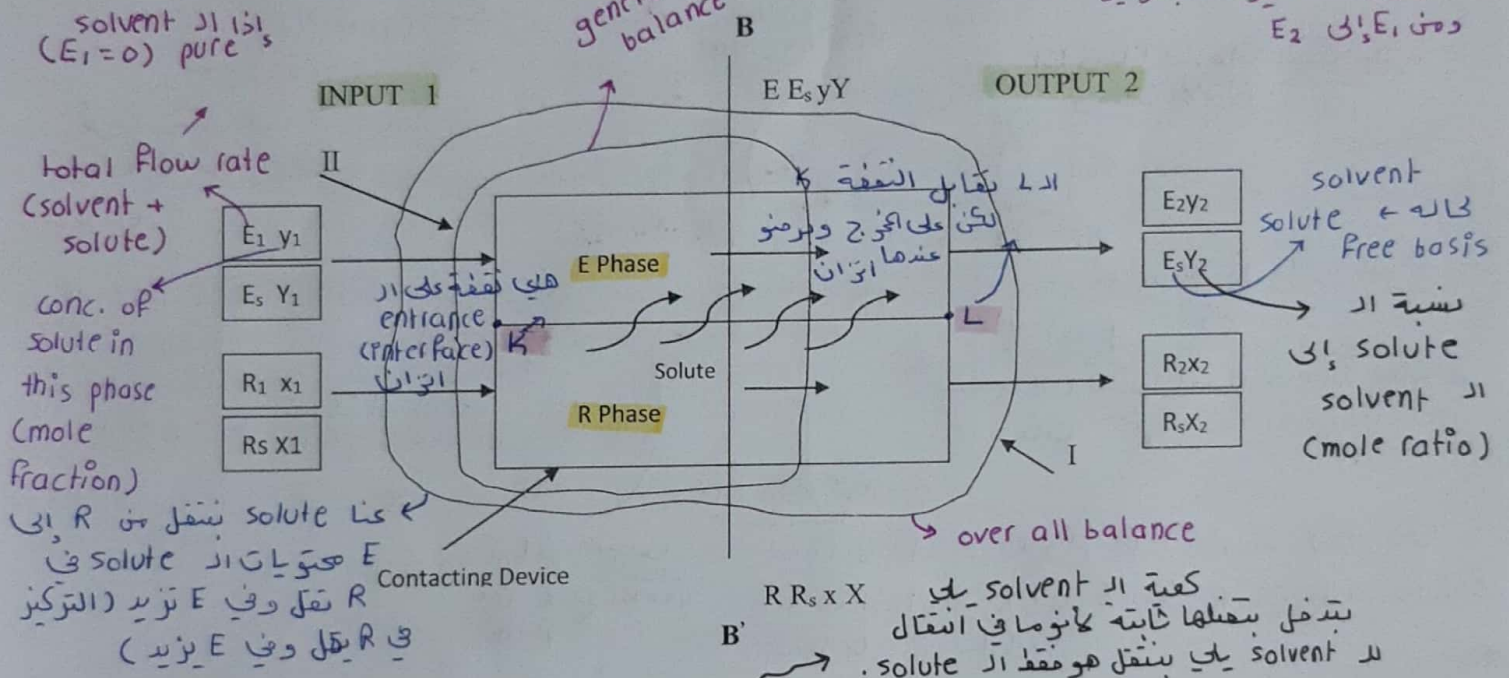
* **Separation** أو **mass transfer** يتعامل مع انتقال المادة (بفعل مادة) عن مادة (عن مادة) بحيث عن 2 phase وبغير انتقال من phase 1 phase ، إما بضعف energy لما يكون (L&V) أو بضعف solvent لما يكون (L&L) ، المهم هنا طورين وفي عناشي ينتقل من طور إلى آخر.

Material Balances:

System: two insoluble phases E and R and single solute transferring from phase R to Phase E

Steady State Contacting Processes

① Co Current Process:



R_i, E_i : moles total material/time ; R_s, E_s : moles non diffusing material/time (constant)

x_i, y_i : mole fractions of solute in stream i ; X_i, Y_i : mole ratios of solute in stream i

i: stream number

Solute Material Balance

Envelope I (overall)

$$\frac{[IN]}{R_1 x_1 + E_1 y_1} = \frac{[OUT]}{R_2 x_2 + E_2 y_2}$$

OR

$$R_1 x_1 - R_2 x_2 = E_2 y_2 - E_1 y_1$$

$$R_1 x_1 = R_s \frac{x_1}{1 - x_1} = R_s X_1$$

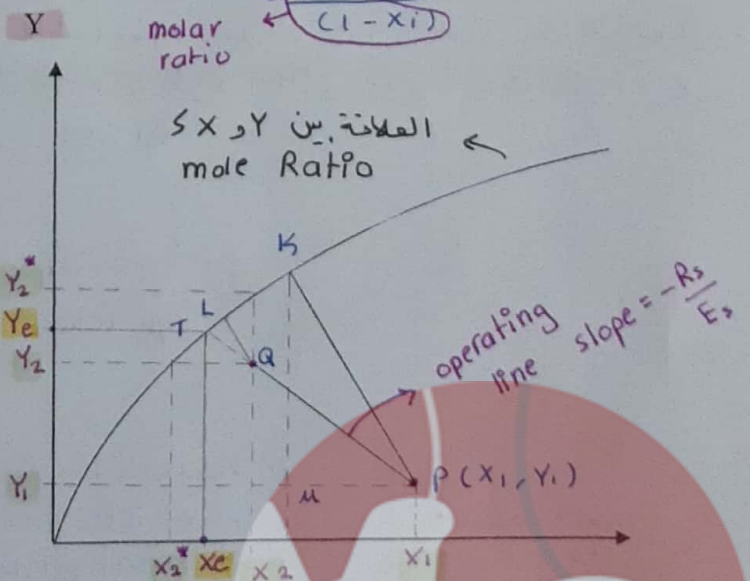
$$E_i y_i = E_s \frac{y_i}{1 - y_i} = E_s Y_i$$

$$R_s (X_1 - X_2) = E_s (Y_2 - Y_1)$$

Straight line with slope = $-\frac{R_s}{E_s}$ (line PQ)

mole Fraction $\Rightarrow$

$$y_s = \frac{s}{s + E_s} \rightarrow \text{total}$$



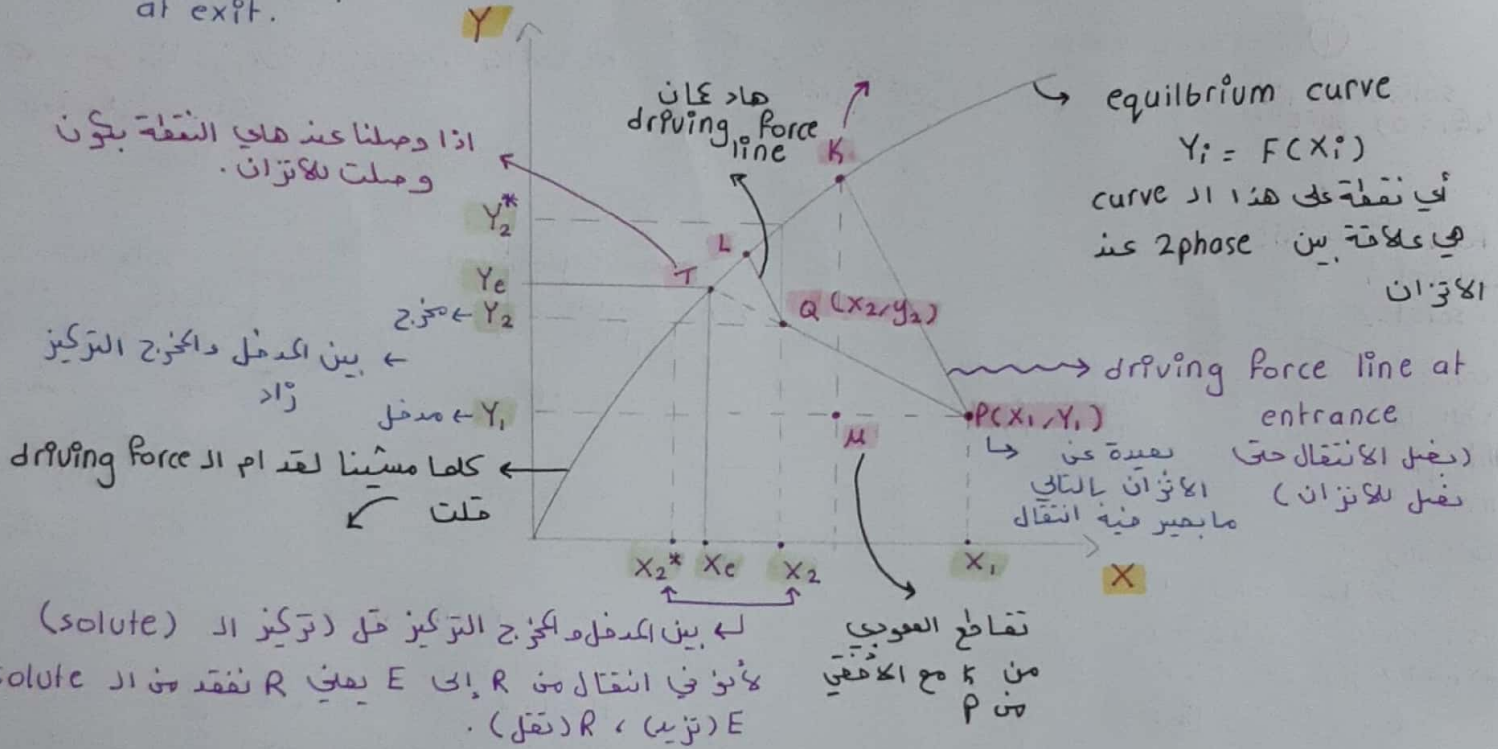
mole ratio = $\frac{\text{moles solute}}{\text{moles carrier}}$

solute ← S + E_s → Y_s = $\frac{s}{s + E_s}$ = $\frac{y_s}{1 - y_s}$

mole flow rate of solvent

* بين النقطة μ و K ← بعطينا ال diff بال y (E)
 ← هاد البعد بعطينا driving force
 * بين نقطة μ و P بعطينا ال diff بال x (R)

Interface composition at entrance ← على ال interface الفاصل بين ال 2 phase
 يكون عند الاتزان (نقطة L)
 Interface composition at exit.



* بعدنا عن ال interface بال y وبعدنا عن ال interface بال x بعطينا driving force

* لو كان عندنا تلامس بين ال 2 phase لفترة طويلة كان مغروض المخرج يوصل للاتزان ويصل transfer

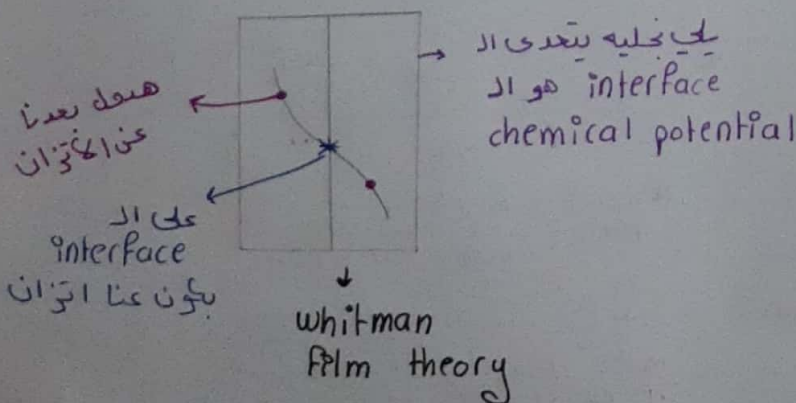
* لكن ما في عندنا تلامس لفترة طويلة، يكون عندنا تلامس لفترة معينة، ساعة، ساعتين على المخرج ما يكونوا عند الاتزان يكونوا بعد عن الاتزان بمسافة (ممكن التركيزين بي على المخرج يكونوا وصلوا للاتزان)

* X_E و Y_E هاهي النهاية لو وصلنا إياها يكون عند الاتزان

(Y_2 eq with x_2^*) & (Y_2^* eq with x_2)

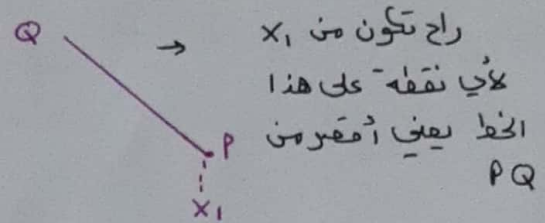
* كلما كنا بعد عن الاتزان ال transfer يكون أقوى وأسرع

سما اوصل من Q (على المخرج) للنقطة T عند ال equ conc.



كيف يتغير الـ conc من نقطة البداية إلى أي نقطة عشوائية داخل الجهاز

Envelope II (General Balance)



2 On solute free basis

$$R_s (X_1 - X) = E_s (Y - Y_1)$$

Straight line: slope = $-\frac{R_s}{E_s}$ (Same as line PQ)

✓ General expression relating compositions of phases in equipment at any distance from entrance Points P and Q represent inlet and exit concentrations

✓ This straight line is called _____ line

✓ KP driving force line at entrance

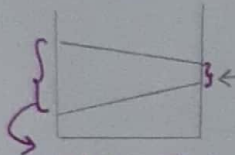
K: interface composition at interface

KM, MP driving forces in E-phase (KM) and R-phase (MP) at entrance conditions

✓ LQ : driving force line at exit

L : interface composition

✓ Point T represents equilibrium compositions (X_e, Y_e) if the equipment were long enough. At this point the driving force is zero.



كيرة بتغير بتغير driving force zero

Representation using other units

$$R_1 x_1 - R x = E y - E_1 y_1$$

$$E y = R_1 x_1 + E_1 y_1 - R x$$

$$y = \frac{R_1 x_1 + E_1 y_1}{E} - \frac{R}{E} x$$

general → أي نقطة داخل الجهاز

Operating Curve

* الـ R_s و الـ E_s ثابتان أما الـ total flow راج بتغير لأنو عند انتقال من phase للثانية (انتقال لـ solute)

* E, R من const لهيت طلع curve

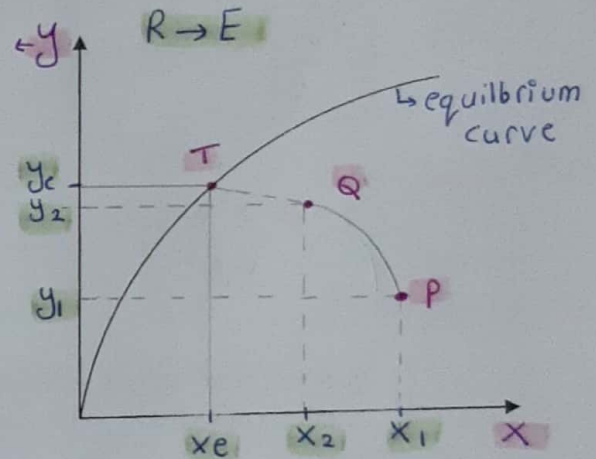
ratio $\left(\frac{R}{E}\right)$ متغيرة مش ثابتة داخل الجهاز

Note: If

$$E_1 = E_2 = E$$

$$R_1 = R_2 = R$$

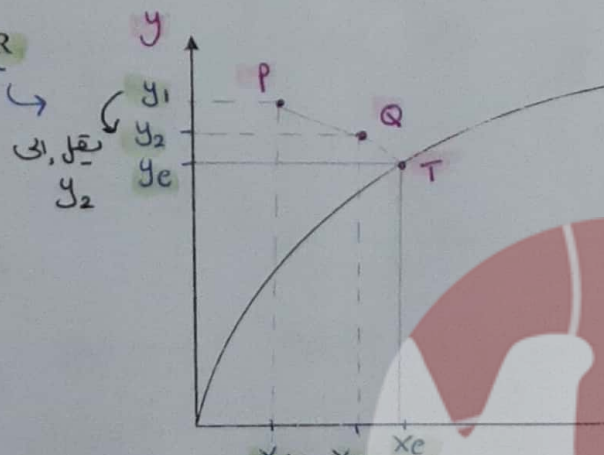
⇒ Straight line operating line in terms of mole fractions



Solute transferring from E → R

* إذا الـ R و الـ E كان dilute يعني كميات الـ solute مش كيرة التغير بالـ E بين المدخل والمخرج مش كبير $(R_1 = R_2)$ و $(E_1 = E_2)$ بهاي الحالة العلاقة بتكون خطية (نفس الوسعية قبل)

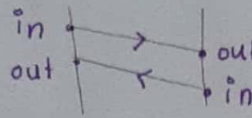
* الـ operating line - مد يش التركيز بتغير ابتداءً من مرجعية معينة عادة الـ entrance لأنو بتكون أعرف الـ concentrations والـ conditions عندها



يرتفع من x_1 لـ x_2 بتكسب solute فلما بتخرج بتكون أكثر

co-current لو كان counter current

الحالة في أخذها جبل driving force بتقل تقريباً ثابتة

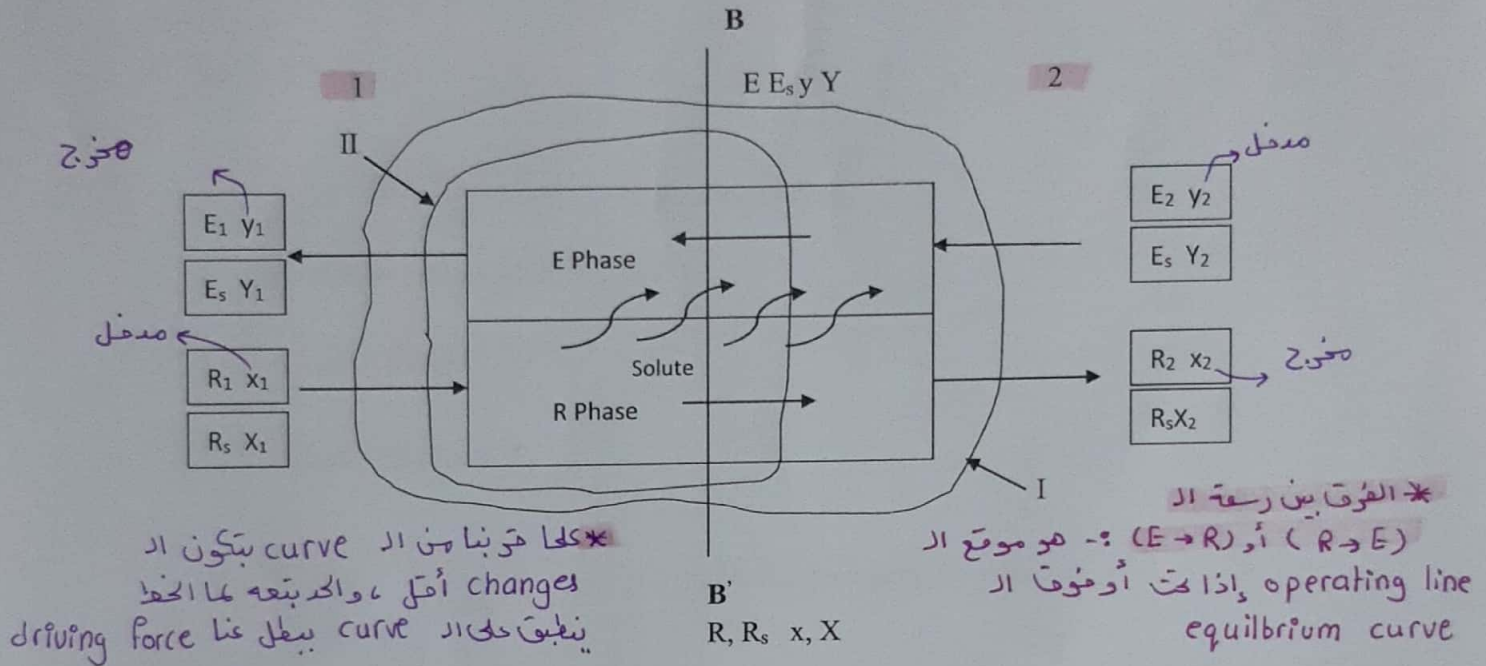


Material Balances:

Steady State Contacting Processes

System: two insoluble phases E and R and single solute transferring from phase R to Phase E

② Counter Current Process:



R_i, E_i : moles total material/time ; R_s, E_s : moles non diffusing material/time (constant)

x_i, y_i : mole fractions of solute in stream i ; X_i, Y_i : mole ratios of solute in stream i

i: stream number

Solute diffusing from R → E

Solute Material balance driving force

Envelop I (overall)

[Input] [Output] mole fractions

$R_1 x_1 + E_2 y_2 = R_2 x_2 + E_1 y_1$

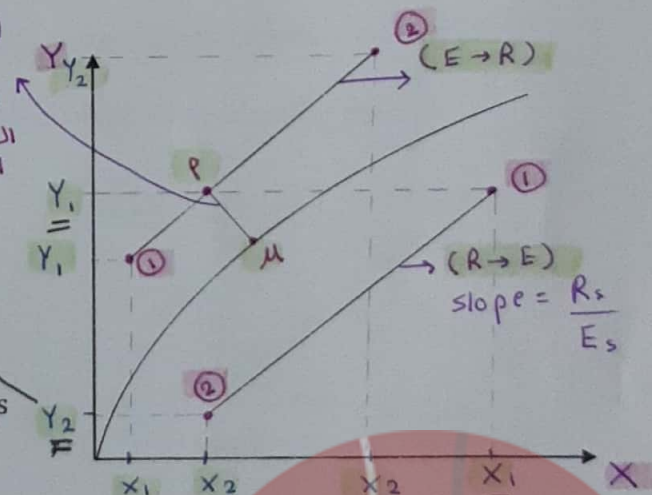
in terms of mole fraction $R_1 x_1 = R_s X_1 = R_s X_i$ $E_1 y_1 = E_s Y_i$

$R_s(X_1 - X_2) = E_s(Y_1 - Y_2)$ mole ratios

This is a straight line equation with slope $+\frac{R_s}{E_s}$

اختفاض كمية الـ solute في R من 1 إلى 2 الـ diff

يلى مقده R يروح لكيفية يلى راحت phase E الـ



انخفضت محتويات الـ R phase من X_1 إلى X_2

عندماي النقطة ① يلى داخل يكون حمل الـ solute لهيك X_1 يتكون كبيرة ولى خارج الـ برمو حمل الـ solute الـ Y_1 على المنحرج راج يكون أكبر

انخفضت محتويات الـ R phase من X_1 إلى X_2

عندماي النقطة ① يلى داخل يكون حمل الـ solute لهيك X_1 يتكون كبيرة ولى خارج الـ برمو حمل الـ solute الـ Y_1 على المنحرج راج يكون أكبر

انخفضت محتويات الـ R phase من X_1 إلى X_2

2 Envelop II (General) operating lines

In terms of mole fractions:

$$\underbrace{[\text{Input}]}_{R_1 x_1 + E y} = \underbrace{[\text{Output}]}_{R x + E_1 y_1} \quad \text{mole fractions}$$

general $\frac{R}{E}$ هـول

$$E y = R x + E_1 y_1 - R_1 x_1$$

$$y = \frac{R}{E} x + \frac{(E_1 y_1 - R_1 x_1)}{E} \quad \text{operating curve}$$

In terms of mole ratios (solute free basis)

$$R_S (X_1 - X) = E_S (Y_1 - Y)$$

$$E_S Y = R_S X - R_S X_1 + E_S Y_1$$

$$\left[Y = \frac{R_S}{E_S} X - \frac{(R_S X_1 - E_S Y_1)}{E_S} \right] \quad \text{straight line operating line slope} = + \frac{R_S}{E_S}$$

In the case where the solute is passing from E $\rightarrow$ R, the operating line will be above the equilibrium curve.

- The operating line represents the material balance passing from point at one end to the point at the other end.
- A point on the operating line represents bulk concentrations of passing streams
- Lines such as PM indicate driving force

In terms of mole fractions

NET FLOW $\rightarrow$ diff بين E و R و E و R

From solute material balance

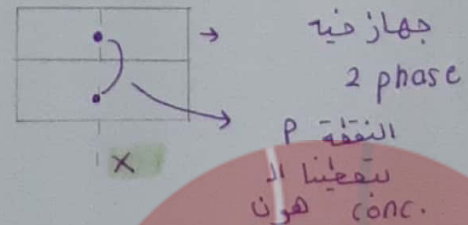
$$E y - R x = E y_1 - R_1 x_1 = \text{constant}$$

التغير في R من E في محتوى R من E

Passing streams

له R و E ميزة R و E يسبقو بعض والفرق بينهم دائماً ثابت

bulk conc. Y النقطة P مثلاً بتخيلنا عن R (الكمية الكلية)



4

asked ما حقتا هون بدسك recieve يكون اكتسب في الجهة (اد phase الثانية)

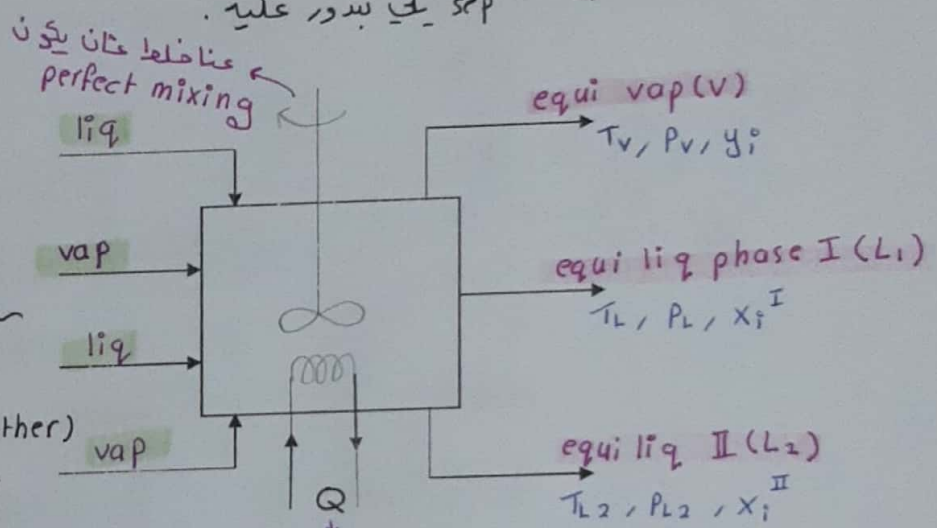
لي بجلي انو يحير عنا transfer هو بعدنا عن
الاتزان (at equi, net transfer = 0) على التامس
بنوصل فيه الاتزان بنعتبره equi stage
وهاد يكون الاساسي لعمليات الفصل.

Equilibrium Stages

بنالامس الـ
2 phase
مع بعض يحير
sep كحد معين
وينشوف في النهاية
لماوصلنا للاتزان
هناك sep كافي او
لا اذا لا الـ phase ي
احنا بناخذ منها يرجع اعملها
مع solvent وبلا مسم
ليوصلو للاتزان بنعمل
تغل هيك لنوصل لـ
sep يبي بنا الـ

- It is a theoretical concept representing the contact of two phases for sufficient time until they reach equilibrium
 - The number of equilibrium stages represents the theoretical number of contacts required for a desired separation
 - The use of stage efficiencies (based on mass transfer rates) and the number of equilibrium stages can be used to determine the number of the actual stages required for the separation.
- بالـ theor. بحسب اكم
من stage اما بحياة
العملية يكون حاجة
لاكثر من stage
لاوصل لـ sep
اد eff بنحير عنها
بقدر يش بعدنا عن الاتزان
(نسبة الى الاتزان)

tho ← طلعنا 3 اذا الـ 80% eff
3/0.8 = (4 او 5) stages لنوصل او كحل على
الـ sep يبي بندور عليه



← حول بنسيفهم
incoming streams
(not equi with each other)
في بينهم driving force

معنى كتاج انو نضيف
طاقة حتى بنتر وحسن
الذائبة

لغرض خلطنا
لماوصلنا للاتزان راح يطلع عنا هاي الـ
phases ، vap بطلع بس phase
وحدة اما الـ liq ممكن يطلع اكثر من
phase (اد liq يكون insoluble)

* هاي الحالة ي فوق
general بشكل عام يعني
ممكن يطلع liq واحد او 3
وبرضو ممكن برضو vap و liq
بس وممكن اكثر... مثلاً بار
liq-liq extraction
عنا ممكن يكونوا 2 phase او
3 phase.

thermodynamic equi →

$$T & P \rightarrow T_v, [T_{L1} = T_{L2}]$$

الـ equi (v) لازم يكون equi مع
L2 و L1

VLE →

$$k_i^I = \frac{y_i}{x_i^I}$$

LL E →

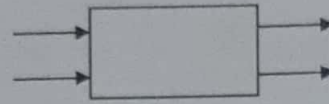
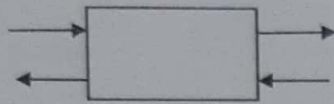
$$k_{Di} = \frac{x_i^I}{x_i^{II}}$$

distribution
coeff.



Single Stage

Effectively it is a concurrent operation. If the stage were ideal, the exit streams would be at equilibrium.



الرسعين نفس
الكمية بغير النظر
من أين دخل.

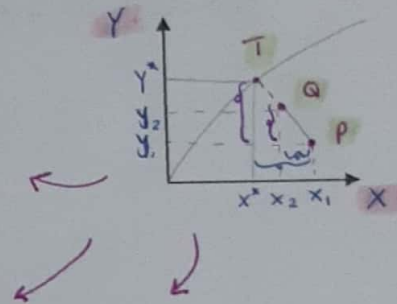
الوصول الجزئي لا
equil.

Stage efficiency

It is an expression of the fractional approach to equilibrium which a real stage produces.

Possible definitions:

- Line Qp
- Line Tp
- Actual solute transfer
- Equilibrium solute transfer



R → E

Murphree stage efficiency

E-phase

$$E_{ME} = \frac{Y_2 - Y_1}{Y_2^* - Y_1}$$

R-phase

$$E_{MR} = \frac{X_1 - X_2}{X_1 - X_2^*}$$

Y_2^* : in equilibrium with X_2

X_2^* : in equilibrium with Y_2

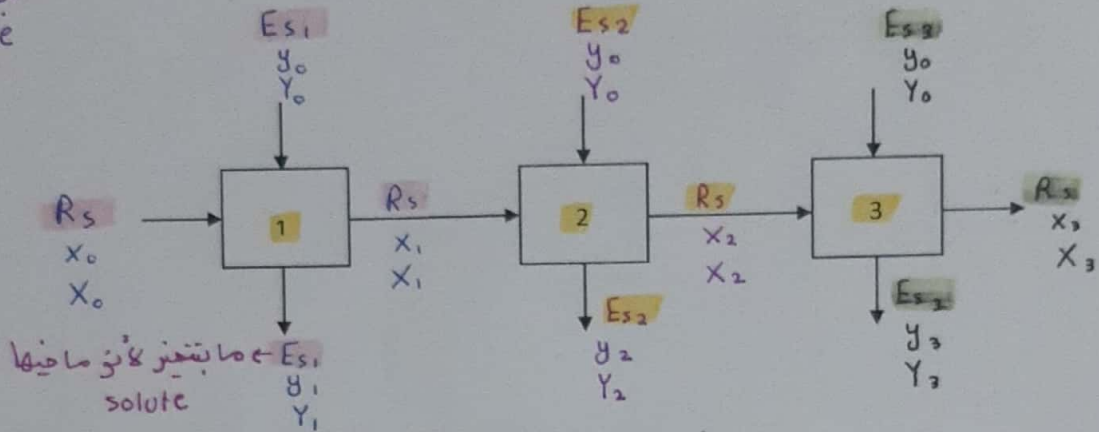
- This is an arbitrary definition since Y_2 will never be greater than Y_e and X_2 will never be lower than X_e
- $E_{ME} \neq E_{MR} \rightarrow$ هههه العقيتين
لا eff غير متساويتان



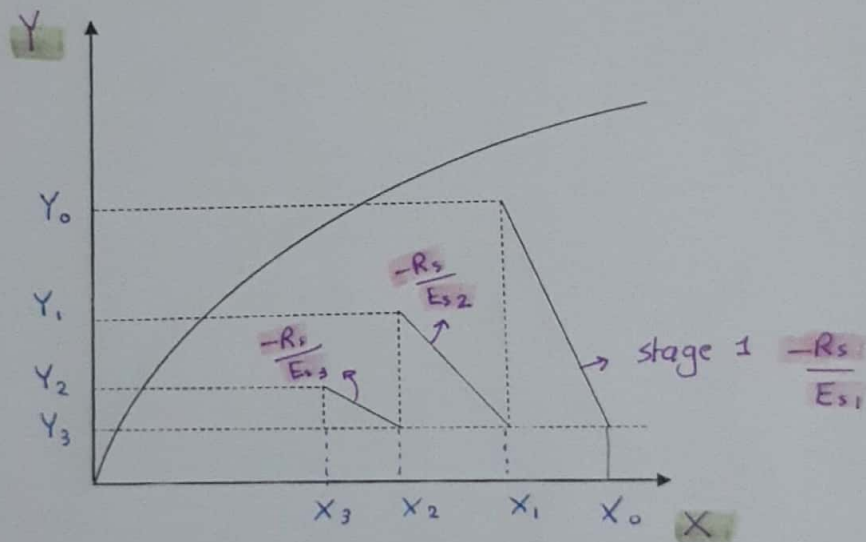
* عنا solute في R بدنا نستعمله هل استعملناه كفاية ولا لا ، احنا بندور
 انو x_0 تنخفض لدرجة معينة هل وصلنا لهاي العتبة اذا ما وصلنا بنودها ل
 stage ثانية وفي driving force جديدة .

Cross Flow

↓ مجموعة
 stage مع بعض



Material balances for each stage are the same as for a single stage.



* احنا ما بنوصل للاتزان
 لهيئ أكثر من stage
 لفاية ما نوصل لـ sep
 بي بدنا اياه .



* عند ال stages يعبر عن حدتين يحتاج stage لأوصله sep لي بي إياه وهو يعبر عن صعوبة ال sep ، كلما كان الحد كبير يتكون ال operation ، عملية الفصل صعبة بدنا نفقا فلوس أكثر لفصل على ال sep لي بدنا إياه . (يعبر عن ال driving force لكل stage)

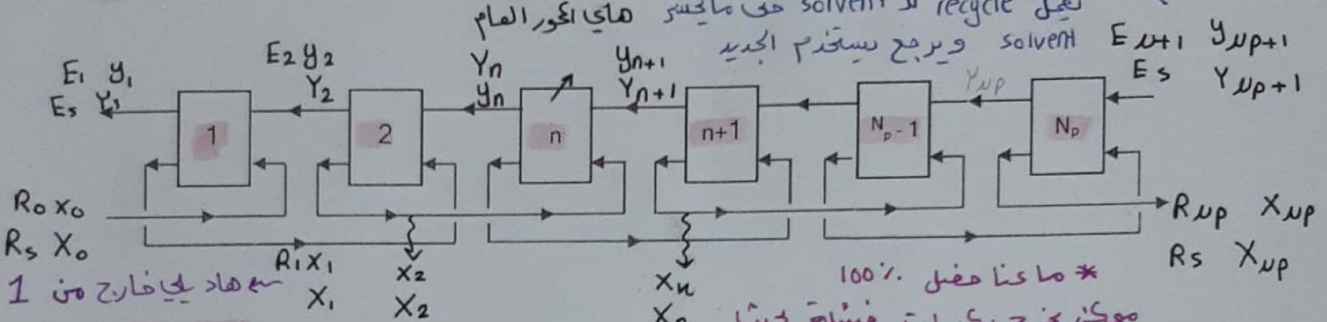
كل وحدة باتجاه وبهم بينهم تبادل ، أي 2 streams inlet ما في بينهم اتزان بالتالي ال

driving force

Counter Current Operations

- Most efficient arrangement [least number of stages for a given separation].
- Each stage is identical in its action to a cocurrent process; however, the cascade (battery) has the characteristics of a counter current process.
- Passing streams are not in equilibrium
- Streams leaving a stage are in equilibrium

Rs
ثابتة على طولها بتغير



stage 1

Operating Lines:

Operating line for any equilibrium stage (n)
material balance

INPUT (X_{n-1}, Y_{n+1}) OUTPUT (X_n, Y_n)

Mole fractions: $R_{n-1} \cdot x_{n-1} + E_{n+1} \cdot y_{n+1} = R_n \cdot x_n + E_n \cdot y_n$

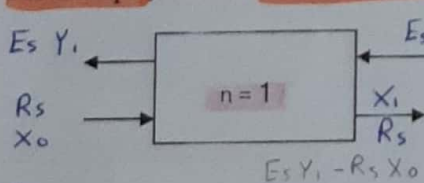
Mole ratios: $R_s \cdot X_{n-1} + E_s \cdot Y_{n+1} = R_s \cdot X_n + E_s \cdot Y_n$

$$R_s(X_{n-1} - X_n) = E_s(Y_n - Y_{n+1})$$

$$E_s Y_n - E_s Y_{n+1} = R_s X_{n-1} - R_s X_n$$

$$\text{slope} = -\frac{R_s}{E_s} \leftarrow Y_{n+1} = +\frac{R_s}{E_s} X_n + \frac{R_s \cdot X_{n-1} + E_s \cdot Y_{n+1}}{E_s} \rightarrow (E_s Y_n - R_s X_{n-1}) / E_s$$

For example, take the first two stages:



جلبناه (+) passing streams

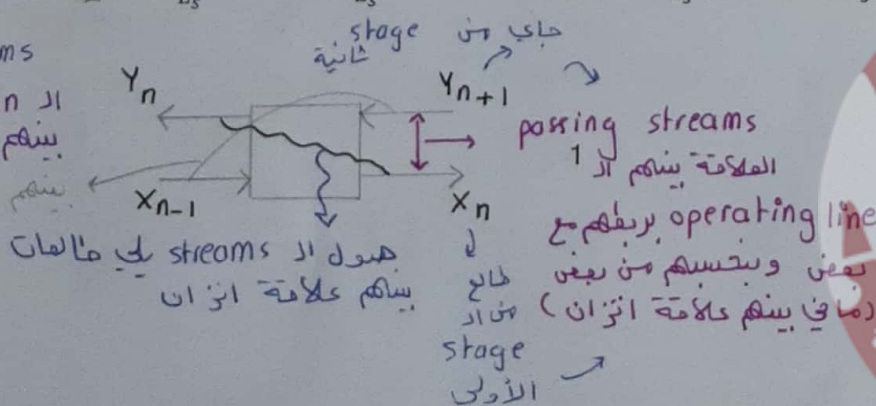
$$Y_2 = +\frac{R_s}{E_s} X_1 + \frac{R_s X_0 + E_s Y_2}{E_s}$$

passing streams

$$Y_3 = +\frac{R_s}{E_s} X_2 + \frac{E_s Y_2 - R_s X_1}{E_s}$$

أي سهمين على بعض (واحد in والآخر out) Passing streams $X_1, Y_2 \rightarrow B$ $X_2, Y_3 \rightarrow C$

material balance



بدنا نقدر ال مواد out لكل stage يقع على خط ال equilibrium اهيك ال in out بينهم علاقة اتزان

* من Y_1 أوجدنا X_1 ومن Y_2 نوجد X_2 وهكذا المتواصل لا sep يعني بتناوبها

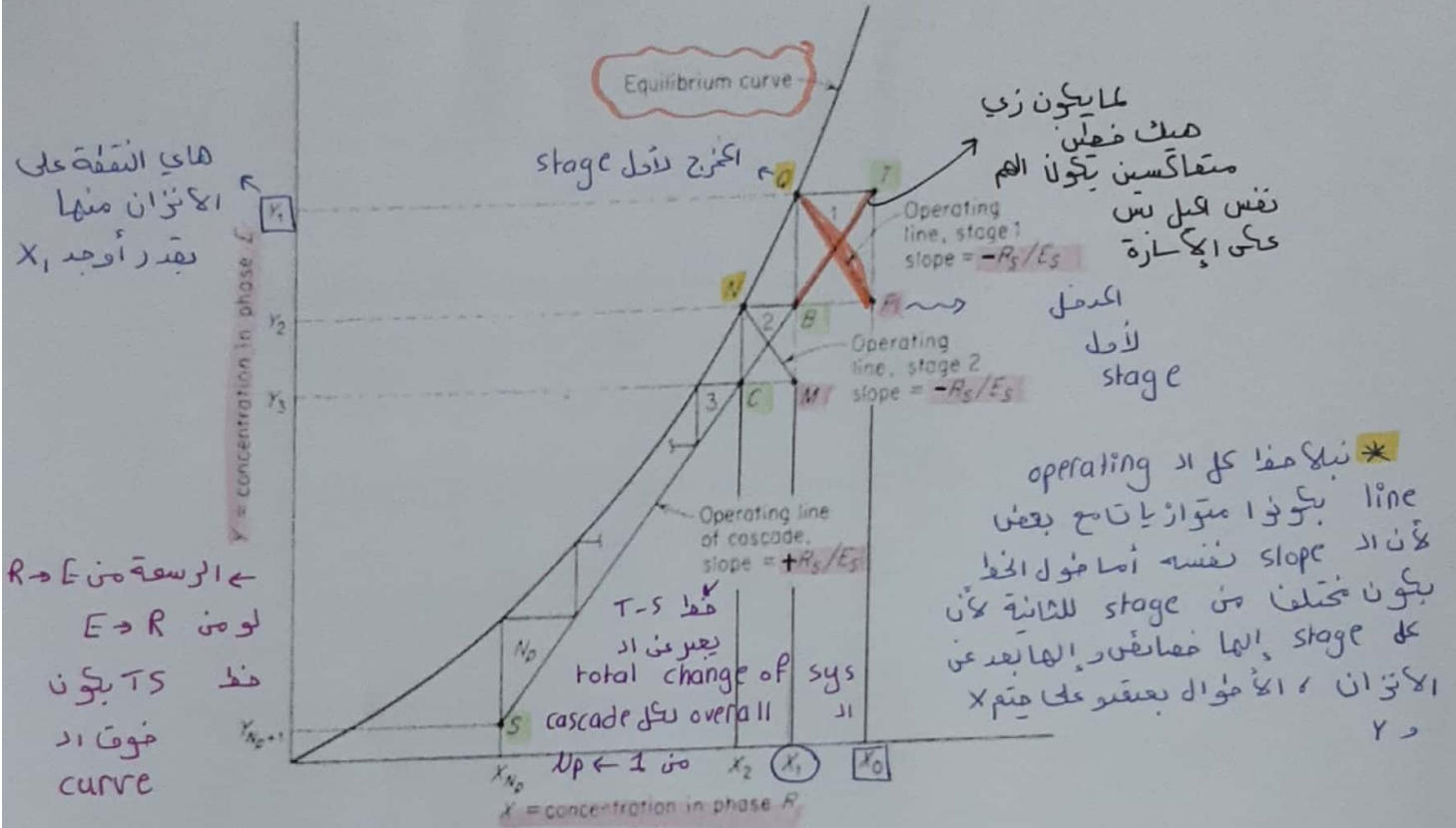


Figure 5.15 Countercurrent multistage cascade, solute transfer from phase R to phase E.

Notes:

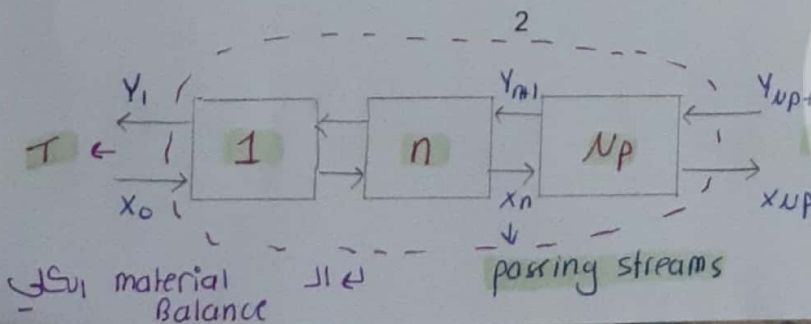
- All individual stages have parallel operating lines of slope $= -\frac{R_s}{E_s}$
- Points X_n, Y_n fall on equilibrium curve. They are exit streams from stage n [A, B, C, D, E, F, G, H, I, J, K, L, M, N, O, P, Q, R, S, T, U, V, W, X, Y, Z]
- Points X_{n+1}, Y_{n+1} these are inlet streams to stage n [P, Q, R, S, T, U, V, W, X, Y, Z]
- Points X_n, Y_{n+1} are compositions of passing streams [T, B, C, ...]. Lines like have the same slope $= +\frac{R_s}{E_s}$ and they all fall on the same line

Operating line for the cascade:

Entire cascade: $R_s(X_0 - X_{Np}) = E_s(Y_1 - Y_{Np+1})$

For any stage n: $R_s(X_0 - X_n) = E_s(Y_1 - Y_{n+1})$

$Y_{n+1} = +\frac{R_s}{E_s} X_n + \frac{E_s Y_1 - R_s X_0}{E_s}$, Slope ; This line also coincides with



* حالة خاصة ، إذا $equi$ curve حارثيكون خطاً مستقيماً ، على $range$ تحت الخط يكون مستقيماً والعلامة بين x و y يكون أفقية هذه الحالات $analytical$ solution لنقدر نحصل منهم على $stage$ ، حكيما من $curve$ السابق $stage$ عبارة عن $stage$ يكون ليطلع منها كافي أولاً بنقله من لنوصل لنقطة معينة ؟

Special Case:

For most cases, because of either a curved operating line or equilibrium curve, the relation between number of stages, compositions, and flow ratio must be determined graphically, as shown. For the special case where both are straight, however, with the equilibrium curve continuing straight to the origin of the distribution graph, an analytical solution can be developed which will be most useful. $x=y=0$ يعرف من $origin$ x و $y=0$

If the equilibrium-curve slope is $m = \frac{Y_{n+1}}{X_{n+1}}$ (straight line), and if an absorption $stage$ $streams$ الخارجين من $stage$ وهذا خطاً مستقيماً يمر بـ $origin$ داخلاً و x ما يكون من نفس الـ $index$ يكون خارجين من نفس $stage$ x و y خارجين من N ونفس الآخر $N+1$ ، معدل يكونوا على $stream$ (يخرج خارجين من $stream$ ينقسم at إذا حللنا عن هذا $rate$ يعرف من $origin$ الـ $slope$ يكون حاصل مسافة وحدة على الثانية ؟

factor (Extraction factor) A is defined as:

$$[R \rightarrow E]$$

$$A = \frac{R_s}{mE_s}$$

then based on material balance and equilibrium data, we can obtain the following equation:

$$X_n = \left(X_0 - \frac{(Y_{N+1}/m) - AX_{N+1}}{1-A} \right) A^n + \frac{Y_{N+1}/m - AX_{N+1}}{1-A}$$

Therefore knowing terminal concentrations, X_n can be calculated.

In the opposite case where the transfer is from E to R , we define a stripping factor S as:

$$S = \frac{1}{A}$$

operating line

(حكي من أول حفرة ؟)

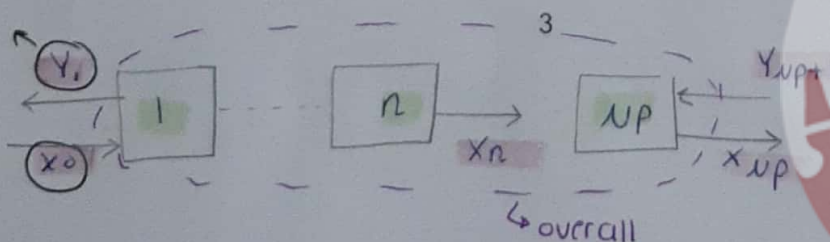
بنحل $material$ و $equi$ بدون مداخل أرقام بنرسم خطاً TS و $curve$ وبعدين نقطة البداية مثلاً عند T وبعمل خطوط أفقية وعودية لنوصل للنقطة ليبدأ إياها بدون آلة حاسبة

* terminal conce ...

الطرفيات

$$x_0 \text{ و } Y_{up+1}$$

بمعرفة معدل
نقدر نطلع
 x_n لي
حالة من
 $stage$ لي



Kremser Equations: (Kremser-Brown-Souders)

In the case where $n = N_p$, then:

For transfer from R to E (stripping of R)

$A \neq 1$:

$$\frac{X_0 - X_{N_p}}{X_0 - Y_{N_p+1}/m} = \frac{(1/A)^{N_p+1} - 1/A}{(1/A)^{N_p+1} - 1}$$

general equation

number of equil. stages that required to separation

approx. one stage

one stage

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{X_0 - Y_{N_p+1}/m}{X_{N_p} - Y_{N_p+1}/m} (1 - A) + A \right]}{\log 1/A}$$

* التغير بغيرنا مقترات
عدد المقترات يتبدل ياها في اد
conc حتى نصل الى المرحلة
المفاتيحة.

$$\frac{X_0 - X_{N_p}}{X_0 - Y_{N_p+1}/m} = \frac{N_p}{N_p + 1}$$

$$N_p = \frac{(X_0 - X_{N_p})}{(X_{N_p} - Y_{N_p+1}/m)}$$

التغير في اد
conc في X
المعدل اي الخرج

For transfer from E to R (absorption into R). A similar treatment yields:

$A \neq 1$:

$$\frac{Y_{N_p+1} - Y_1}{Y_{N_p+1} - mX_0} = \frac{A^{N_p+1} - A}{A^{N_p+1} - 1}$$

بتكون Y_{up} عالية بالباية
وتسقط الى Y_1

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{Y_{N_p+1} - mX_0}{Y_1 - mX_0} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A}$$

$A = 1$:

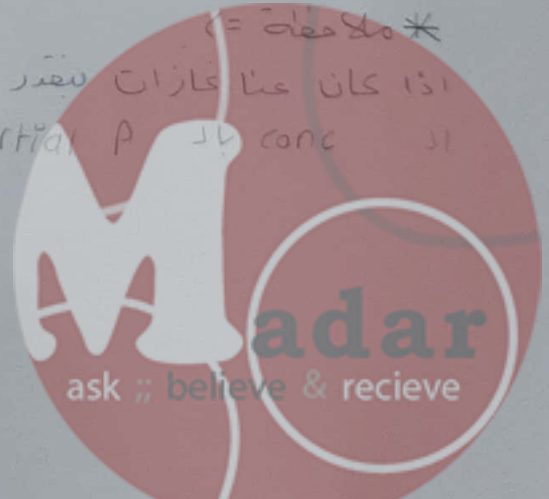
$$\frac{Y_{N_p+1} - Y_1}{Y_{N_p+1} - mX_0} = \frac{N_p}{N_p + 1}$$

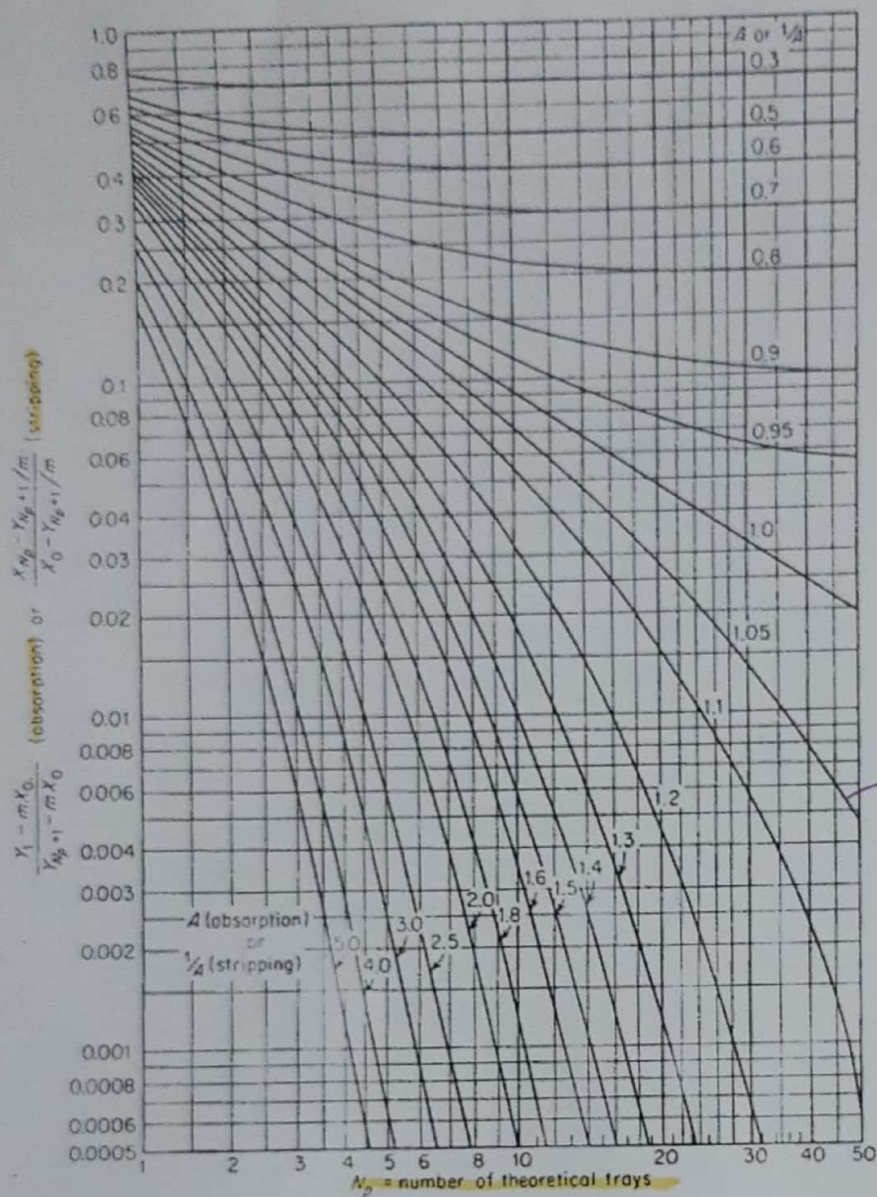
$$N_p = \frac{Y_{N_p+1} - Y_1}{Y_1 - mX_0}$$

* هاهي المعادلات
ستستخدم اذا كان لنا
خط مستقيم اعداد curve
قريب من ان يكون خط

* These are called the Kremser-Brown-Souders (or simply Kremser) equations, after those who derived them for gas absorption [7, 14] although apparently Turner [16] had used them earlier for leaching and solids washing. They are plotted in Fig. 5.16, which then becomes very convenient for quick solutions.

* ملاحظات
اذا كان عنا غازات لنقدر بغير عن
Partial P الى conc





كل خط
موجود على
constant
value of A
& $1/A$

* هذا هو
نقطة ما يكون عن
dilute solution.

Figure 5.16 Number of theoretical stages for countercurrent cascades, with Henry's law equilibrium and constant absorption or stripping factors. [After Hachmuth and Vance, Chem. Eng. Prog., 48, 523, 570, 617 (1952).]

* بنسبة الحقيقة
الكمية وبنسبة مع الكيفيات
لي بالقي ونوجد الكمون



* عنا هي فيها P-dioxane ، بنعتبر نستعمله باستخدام مذيب ثاني
لي هو البنزين ، جنبه عنا انتقاله من اكي للبنزين .

* ال solute هو لي بنقل من وسط لآخر (Rs/Eo const) .

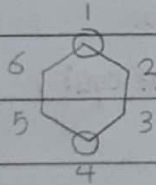
* البنزين و اكي insoluble ما بنوبو بيهن .

* $Y \rightarrow$ mass ratio of P-dioxane in Benzene .

$X \rightarrow$ mass ratio of P-dioxane in water .

($K_D = 1.2$) $\leftarrow Y = K_D X$ $\leftarrow$ equilb. relationship *

* البنزين يلي ج دخل على ال stage يكون pure (fresh solvent)



1,4 dioxane $C_4H_8O_2 \leftarrow$ P-dioxane *

it is an ether

له بنوب للبنزين أفضل من اكي الثاني ال
transfer أكثر .

* المطلوب نقارن ونشوف تأثير عدد ال stage وطريقة التلامس .

* E $\leftarrow$ البنزين

R $\leftarrow$ اكي



Subject :

Example

13 / 11 / 2022

$$R_1 = 10000 \text{ kg/h}$$

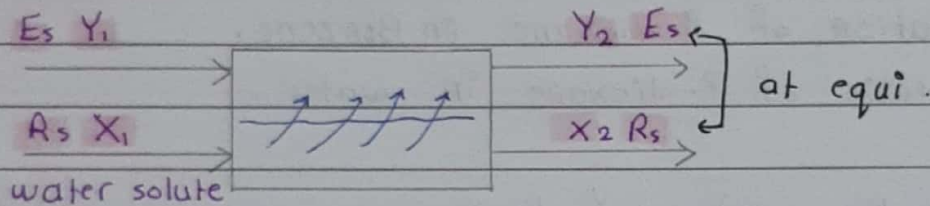
$$x = 25\% \text{ (mass Fraction of P-dioxan)}$$

$$E_1 = E_s = 15000 \text{ kg/h (Fresh solvent)}$$

$$K_D = 1.2$$

(a) single equi. stage :-

(Fresh Benzen)



% extraction of P-dioxane :-

$$\text{stage} \begin{matrix} \text{الكمية في داخله على ال} \\ \text{من ال} \\ \text{P-dioxan} \end{matrix} = \frac{R_s X_1 - R_s X_2}{R_s X_1} \times 100\% \quad \begin{matrix} \text{الكمية في خارجة} \\ \text{at equi.} \end{matrix}$$

$$= \frac{X_1 - X_2}{X_1} \times 100\% \quad \begin{matrix} \text{عشان نسبته بدل} \\ X_1 \\ X_2 \end{matrix}$$

① $X_1 \Rightarrow$

$R_1 = 10000 \text{ kg/h} \Rightarrow$ total mix of water & P-dioxane

P-dioxan في E_1

$$\text{mass Ratio} \quad X_1 = \frac{(0.25) R_1}{(1 - 0.25) R_1} = \frac{0.25}{0.75} = \frac{1}{3}$$

$$X_1 = \frac{1}{3}$$

$$Y_1 = 0$$

→ Fresh solvent

ask to believe & recieve

② $X_2 \Rightarrow$

X_2 & $Y_2 \rightarrow$ بينهم علاقة ايزان
إذا عرفت وحدة يعرف الثانية
↓

بنجيبها من الـ

material balance مع الـ

equi. relationship

Mass Balance of solute :-

$$P_n = out$$

$$R_s X_1 + E_s Y_1 = R_s X_2 + E_s Y_2$$

equi. relationship :-

$$Y_2 = K_D X_2 \rightarrow \text{هاي بنفوضها}$$

المعادلة لي بنفوضها
↓

$$\therefore X_2 = \frac{X_1 + (E_s/R_s) Y_1}{1 + E}$$

(general equation

لاي حقة من Y_1

$$E = \frac{E_s}{R_s} K_D$$

extraction
Factor

$$E_s = E_1 = 15000 \text{ kg/h}$$

$$E = \frac{15000}{10000} \times 1.2 = 2.4$$

$$\left[\begin{array}{l} 7500 \\ \rightarrow \end{array} \right. R_s = (0.75) (10000)$$

المجموعه الكليه من الـ total



Subject :

Example

13 / 11 / 2022

$$X_2 = \frac{1/3 + 0}{1 + 2.4} = 0.0980$$

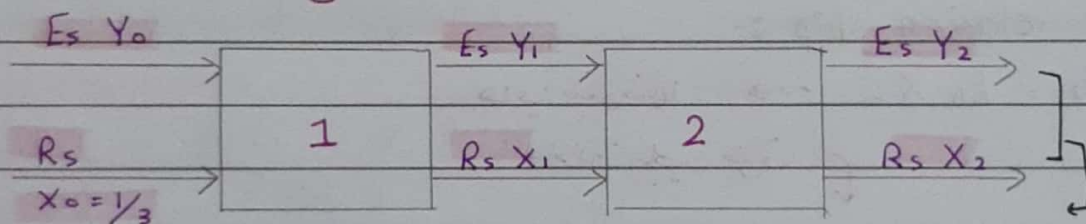
$$Y_2 = (1.2)(0.0980) = 0.1176$$

$$X_2 = 0.0980$$

$$X_1 = 0.1176$$

$$\% \text{ extraction} = \frac{X_1 - X_2}{X_1} \times 100\% = \frac{1/3 - 0.0980}{1/3} \times 100\% = 70.6\%$$

(b) Co-current arrangement : (consider 2 stages)



لـ عشان تزيـد الـ sep بنـط عـان
stage

برحنو هـول اتران
لو ماكانوا اتران يعني
بي معلومات زيادة
استغنيـ منها .

From previous calculation :

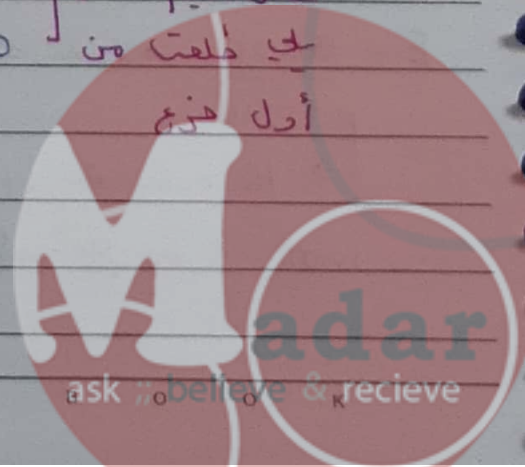
$$\frac{E_s}{R_s} = \frac{15000}{7500} = 2$$

$$Y_1 = 0.1176$$

$$X_1 = 0.0980$$

نفس القيم
لي طلعت من
أول هـزيم

$$E = \frac{E_s}{R_s} \quad K_D = 2.4$$



S T A R S N O T E

for stage 2 :-

$$X_2 = \frac{X_1 + (E_s/R_s) Y_1}{1 + E} = \frac{(0.0980) + (2 - 0.1176)}{1 + 2.4}$$

$$= 0.0980 \quad (\text{same as } X_1)$$

∴ so no extraction

* كل لي خارجين من أي

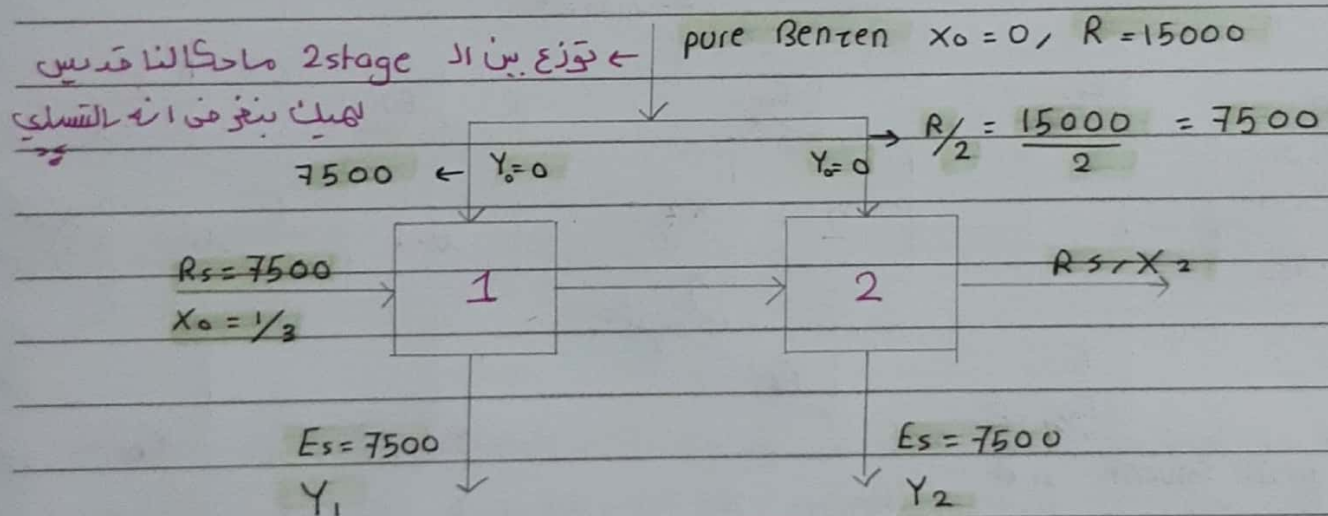
← ال co-current زي زي

stage راج يتكونوا نفس ال

stage وحدة بنوعلي فيها
equi. ل

composition لهيك ماراج يغوت لو حطينا
stage أكثر من

(c) cross current :- (2 stages)



خارج داخل

$$\% \text{ extraction} = \frac{X_0 - X_2}{X_0} \times 100\%$$

For each stage = $\frac{E_s}{R_s} = \frac{7500}{7500} = 1$

$$E = \frac{E_s}{R_s} K_D = 1 \times 1.2 = 1.2$$

Subject :

Example

13 / 11 / 2022

$$X_1 = \frac{X_0 + 0}{1 + E} = \frac{1/3 + 0}{1 + 1.2} = 0.1515 \quad X_2 = \frac{X_1 + 0}{1 + E} = \frac{0.1515}{1 + 1.2} = 0.0689$$

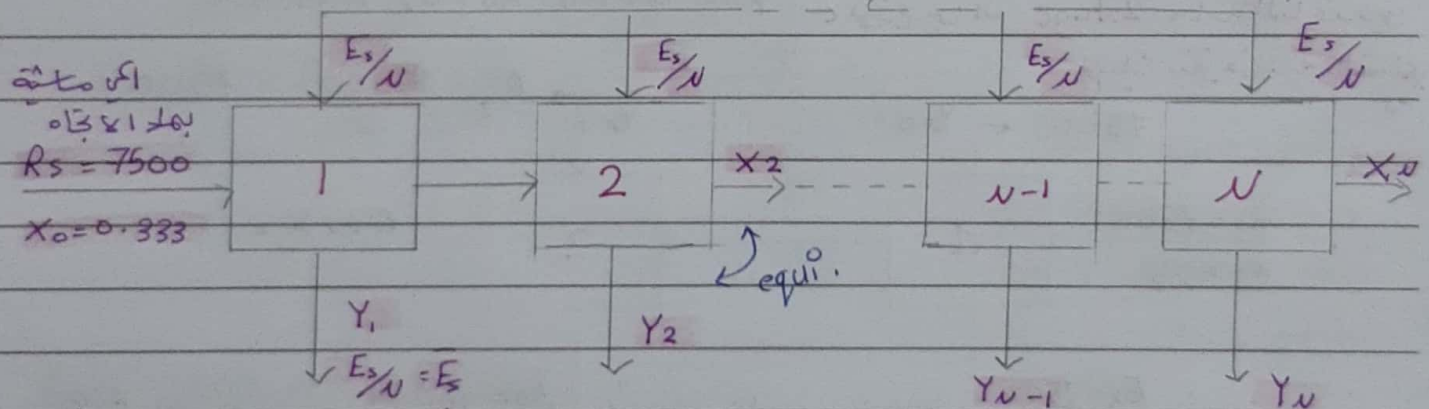
$$\% \text{ extraction} = \frac{0.333 + 0.0689}{0.333} \cdot 100\%$$

$$= 79.34\%$$

* In general for N cross current stages with total solvent equally divided among stages

بنوزحها بالتساوي $E_s = 15000$

$E_s, Y_0 \neq 0$



solvent الداخل بأي stage stage

for each stage $\bar{E}_s = \frac{E_s}{N} \rightarrow \bar{E} = \left(\frac{E_s/N}{R_s} \right) K_D = \frac{E}{N}$

$E \rightarrow$ overall extraction factor
effective extraction factor

S T A R S N O T E

ask o believe & recieve

$$\% \text{ Recovery} = \frac{X_0 - X_N}{X_0} \rightsquigarrow \text{بدأ } X_N \text{ (راجع)}$$

مطلع عنا مسلسل لنوصل إليها

Stage 1 :-

$$X_1 = \frac{X_0 + ((E_s/N)/R_s) Y_0}{1 + (E/N)} = \frac{X_0}{1 + (E/N)}$$

Stage 2 :-

بنفوض كل معادلة الثانية

لنفعل لـ X_N

$$X_2 = \frac{X_1 + ((E_s/N)/R_s) Y_0}{1 + (E/N)} = \frac{X_1}{1 + (E/N)} \quad \left\{ \begin{array}{l} X_2 = X_0 \\ (1 + E/N)^2 \end{array} \right.$$

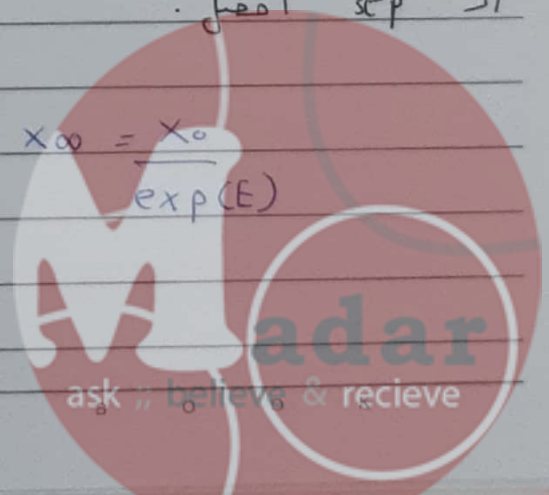
وينتقل ...

$$\therefore X_N = \frac{X_0}{(1 + E/N)^N}$$

$$\% \text{ Recovery} = \frac{X_0 - X_0 / (1 + E/N)^N}{X_0} = \frac{(1 + (E/N))^N - 1}{(1 + E/N)^N}$$

* ما إليها دخل لـ X_0 محد يس بيدخل عنا ، العامل الرئيسي بار recovery هو E ، يعتمد على كمية ال solvent كلما كان على ال E يتكون أكبر التالي ال sep أفضل .

$$\lim_{N \rightarrow \infty} \Rightarrow \lim_{N \rightarrow \infty} X_N = \frac{X_0}{\exp(E)} \Rightarrow X_{\infty} = \frac{X_0}{\exp(E)}$$



* Ex :-

$$N = 5 \rightarrow \% \text{ Recovery} = \frac{(1 + 2.4/5)^5 - 1}{(1 + 2.4/5)^5} = 85.92\%$$

$$N = 100 \rightarrow \% \text{ Recovery} \Rightarrow X_{\infty} = 0.333 \quad = 0.0311$$

$$\frac{(1 + 2.4/100)^{100} - 1}{(1 + 2.4/100)^{100}} = 90.67\%$$

لـ رقم كبير
يعني تقريباً
بلشنا نؤول لـ
 ∞

قلت يعني
extraction
زكبر

* انا بدنا نستخدم الـ approximation

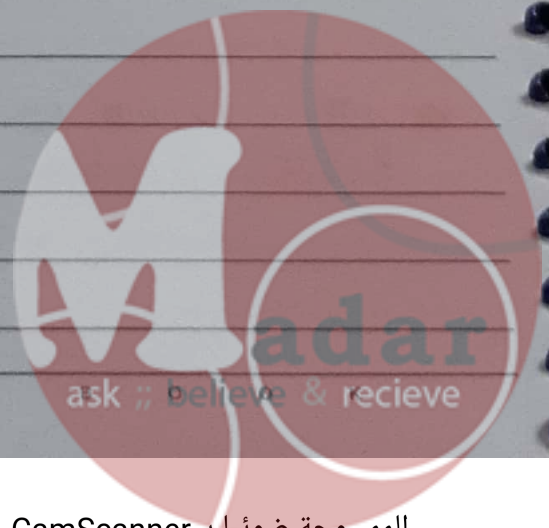
$$X_{\infty} = \frac{0.333}{\exp(2.4)} = 0.0302$$

$$\% \text{ Recovery} = 90.93\% \rightarrow \text{ما في فرق بينا وبين الـ}$$

100 يعني تقريباً بتقدر توكي انو وصلنا لـ infinity

لو وصلنا 10000 بل 100 راح يكونوا القيعين نفس بعض .

* اذا بي ازيد الـ extraction بزيد E

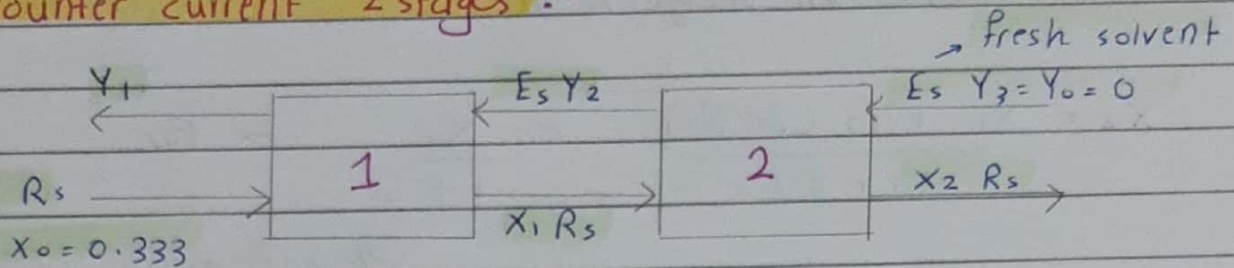
* بها الـ ذوال ما بقل الـ extraction بس حريقه اللا مس مختلفه (بلا مسه مع
(Fresh solvent

Subject :

Example

15 / 11 / 2022

(d) counter current 2 stages :-



% Recovery = $\frac{X_0 - X_2}{X_0} \times 100\%$ * X_0 هنا بدلا X_2 من
2 stages على ال material ال
Balance

$E = \frac{E_s}{R_s} \times K_D$

over all for each stage → ثابت لكل stage
 cross ال stage
 احنا بنقسم E_s/R_s ال E هنا effective

$X_0 = 0.333$ $Y_2 = 0 = Y_0$

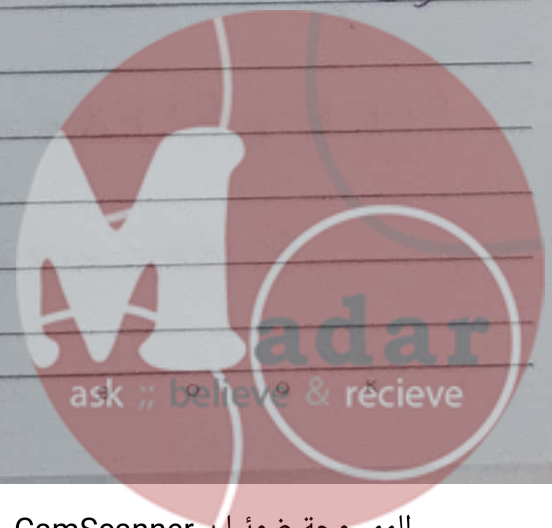
Material Balance on stage 1 :-

in = out

$R_s X_0 + E_s Y_2 = R_s X_1 + E_s Y_1$ X_1 و Y_1

$\rightarrow Y_1 = K_D X_1$ يسمى علاقة
اتزان

$X_1 = \frac{X_0 + Y_2 (E_s / R_s)}{1 + E} \rightarrow \textcircled{1}$



Subject :

Example

15 / 11 / 2022

Material Balance on stage 2 :-

$$X_2 = \frac{X_1 + Y_3 (E_s/R_s)}{(1+E)} = \frac{X_1}{1+E} \rightarrow (2)$$

* بفرض معادلة ① - ②
↙

$$X_2 = \frac{X_0 + Y_2 (E_s/R_s)}{(1+E)}$$

↓

$$= \frac{[X_0 + Y_2 (E_s/R_s)]}{(1+E)^2} \quad , \quad Y_2 = K_2 X_2$$

↖

↓

$$X_2 = \frac{X_0 + (E_s/R_s) (K_D X_2)}{(1+E^2)}$$

$$X_2 (1+E)^2 = X_0 + \boxed{E_s/R_s \cdot K_D X_2}^E$$

$$X_2 (1+E)^2 = X_0 + E X_2$$

$$(1 + \cancel{2E} + E^2) X_2 = X_0 + \cancel{E} X_2$$

$$(1 + E + E^2) X_2 = X_0 \rightarrow X_2 = \frac{X_0}{1 + E + E^2} = 0.333$$

$$\therefore X_2 = 0.036 \quad \% \text{ Recovery} = 89.08\%$$

S T A R S N O T E

For N stages :-

$$X_N = X_0$$

$$\sum_{i=0}^N E_i$$

* هذا الكتي لا

counter current

$$N=5 \Rightarrow X_5 = \frac{X_0}{1+E+E^2+E^3+E^4+E^5} = 0.0025$$

$$\% \text{ Recovery} = \frac{0.333 - 0.0025}{0.333} \times 100\% = 99.26\%$$

stage 5 أحسن من

2 stage و 5 counter

أحسن من 5 cross

$$N = \infty \Rightarrow$$

$$(1) X_{\infty} = 0$$

$$1 \leq E \leq \infty$$

$$\hookrightarrow E_s > R_s$$

$$\% \text{ Recovery} = 100\% \rightarrow \text{هذا الكتي مش موجود}$$

$$(2) X_{\infty} = (1-E) X_0$$

$$E \leq 1$$

$$\% \text{ Recovery} = \frac{X_0 - (1-E)X_0}{X_0} = \frac{X_0 - X_0 + EX_0}{X_0} = E$$

له شوما كانت
حققتها راجت لها

ask // believe & recieve

* Summary :-

ال split حدين يروح لكل stage
بنفسه بالتساوي

No. of stage	1 equi stage	co-current	cross Flow split / N	counter current
1	70.6	—	—	—
2	70.6	70.6	79.34	89.08
5	70.6	70.6	85.92	99.26
∞	70.6	70.6	90.93	100% $\rightarrow 1 \leq E \leq \infty$ $E \rightarrow E \leq 1$

بلا حظ لما تزيد عدد ال stage عنا تحسن

أقوى أثر هو ال
counter current

* Note For very small values of E (0.1 For example) :-

cross Flow

counter Flow

 X_{∞}

$$\frac{X_0}{\exp E} = 0.301$$

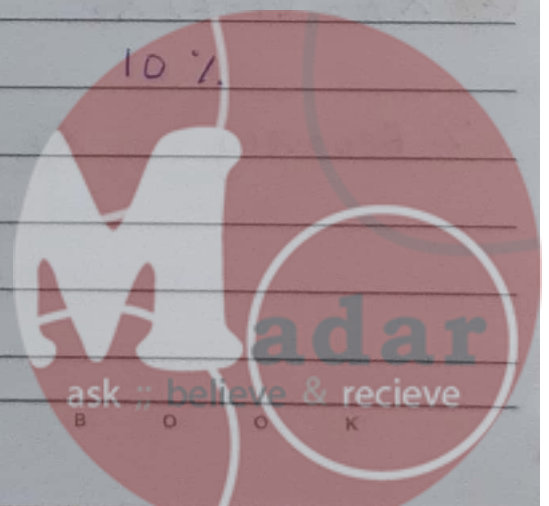
$$(1-E)X_0 = 0.2997$$

% Recovery 9.52%

10%

ال حدين قواب لبعض بين احنا اينا بنفضل

ال $E > 1$ (extraction) $E > R$ Factor

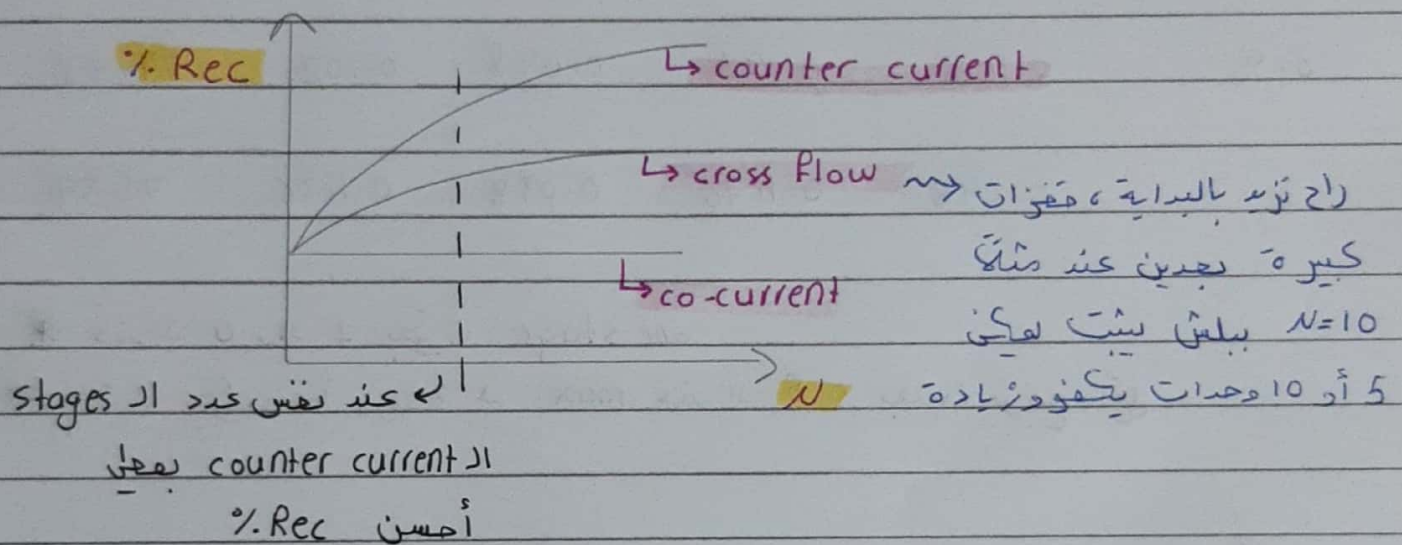


→ The difference is small.

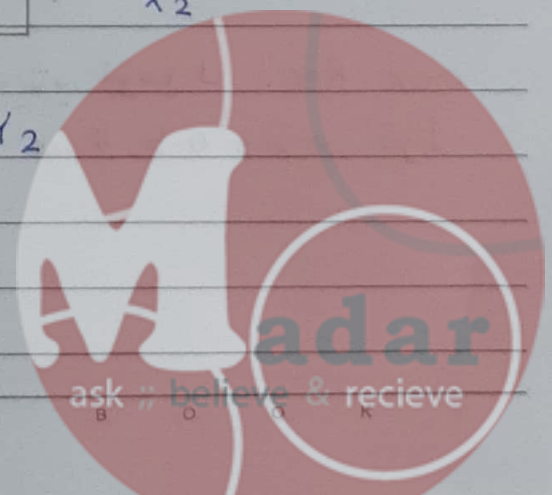
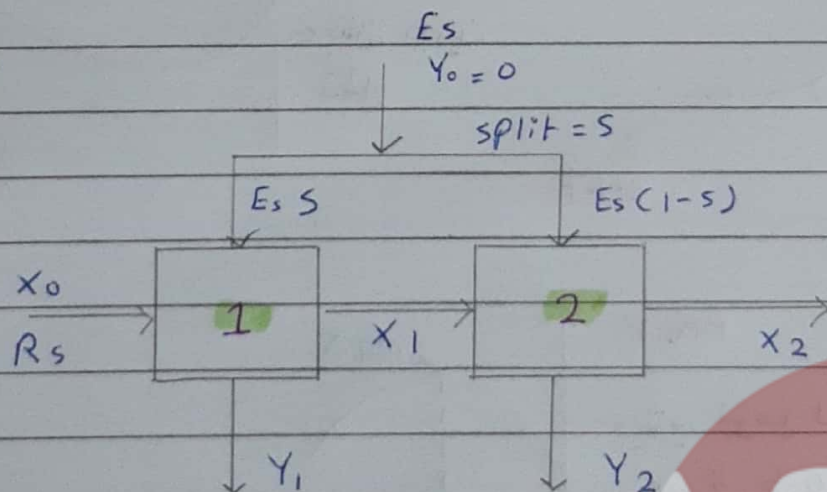
→ counter current is preferred since it is desirable to operate with $E > 1$

* لو أخذنا $\% Rec$ as a Function of No. of

stages ورسفنا



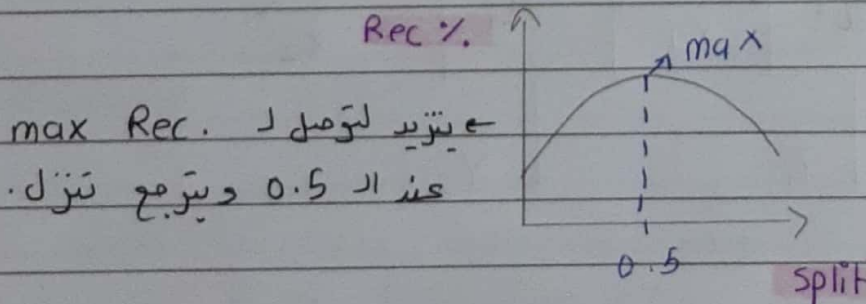
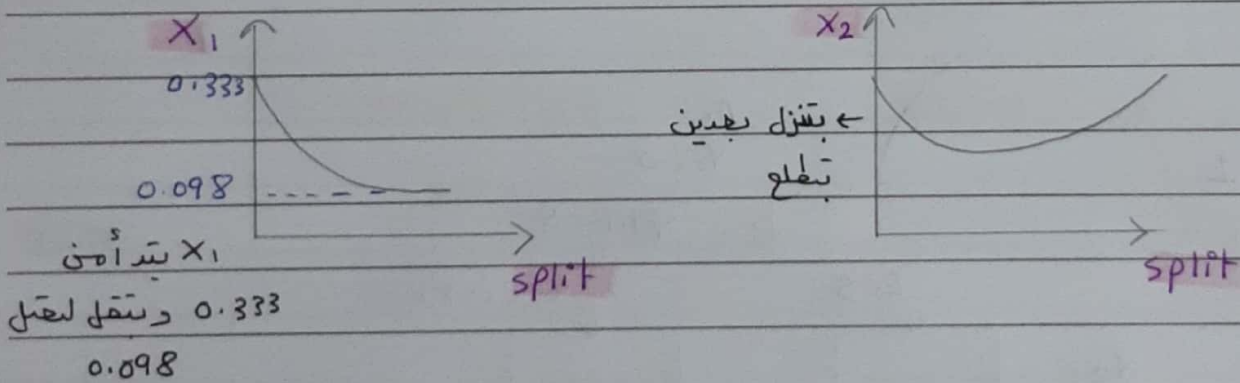
$S < 1$



split	X_1	Y_1	X_2	Y_2	% Rec
0	0.333	0.3996	0.098	0.1176	70.59
0.1	0.269	0.3228	0.085	0.102	74.48
0.5	0.1514	0.1817	0.069	0.0828	79.34
0.9	0.105	0.126	0.098	0.102	74.48
1	0.098	0.1176	0.098	0.1176	70.59

* عند 0 راد 1 يكون one stage

* الانحدار يكون غنا وزيادة لـ max عند 0.5 بعدين يرجع يقل



max Rec. يتزايد لتوصل لـ
عند 0.5 ويرجع تنزل.



* أي design prop الواحد بدو يعمل analysis يجد العلى والقلب وشو التوافق
 كهندسين بدنا معادلات ، قد بين كنا مطالب بدنا معادلات ، مرات الكفاليب أكثر من
 المعادلات بالتالي ما بقدر نحصل حل جيبشت أش ، بفعل حزمشة بنفلي شغلات زيادة
 مفيش بتكون extra equation هلي الأشياء لي بنضيفها هي اد degree of freedom (معييات
 ومطالب وبدنا نعمل الصورة بإعطيات جديدة
 حق كند ال sys بجاة معينة

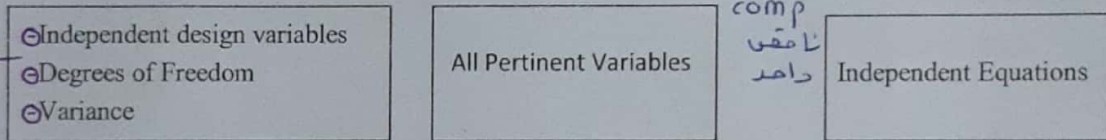
Specification of Design Variables:

* Solution of separation problems requires specification of a sufficient number of design variables in order to determine unknown (output) variables by solving an equal number of independent equations. The process will then be uniquely specified if the input variables are correctly specified.

* The number of design variables reflects the number of degrees of freedom (N_D) one has in correctly specifying a process. It is suggested that this number can be found as follows:

الأشياء لي لازم يبيوتوا in correctly specifying a process

كل اد var ذات العلاقة أو ذات
 الطريقة الوصول
 لأي معادلة ما إليها
 $N_D = N_V - N_E$
 الصلة بالموضوع
 اد Total balance هو
 مجموع comp. balance
 لهنك هحول مش
 independent ← اد بتبقي عناد total مع اد



الكسعات
 هحول قلم نفس
 الأشي

Number of Variables N_V :

The variables which can be counted in N_V are:

- Intensive: Variables $T, P, x, \dots$
- Extensive: Flow rates, $Q, \dots$ energy
- Equipment Parameters: Number of Stages

Physical properties such as Enthalpy, K are not counted

Number of Independent Equations N_E :

Care must be taken in identification of independent equation

أنواع المعادلات لي بقدر نستعملهم
 Types of Equations which can be used:

- Material Balances
- Energy Balances
- Phase Equilibrium Restrictions
- Process Specifications → T, P
- Equipment configurations

include comp Balance & total material balance

علاقة اد phases
 at equi
 لكل comp في
 اد sys كل
 v comp
 equi Relation

counter current
 co-current
 number of
 stage

كل هحول بنظرو

ما بقدر اد phy. prop
 كعادلات و variable
 اذا بدنا نتفلسف
 زيادة نستخدمهم بس ما
 بنستخدمهم

$T = 200K$

هلي تعتبر معادلة ، فلما بدنا
 نعرفها كنا عرجنا معادلة زيادة

reboilers و condensers
في اد distillation برج التقطير يكون معه
عشان إعادة الفيلان to create two phase
و بنكتبهم هاد جزء من هادي اد process

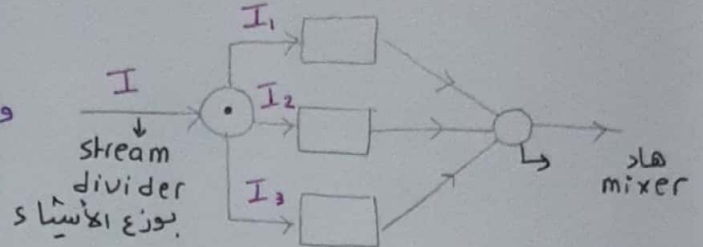
Separation Equipment Consist of:

- ✓ Physically identifiable elements: Equilibrium stages, Condensers, Reboilers
- ✓ Stream Dividers → عنا stream
- ✓ Stream Mixers → عند نقطة بصرية

Examples:

1- Stream Variables:

أعطين مواصفات
stream بكليك
شهو L, V, sub.
... mix / super.



Multi comp. sys

* For single phase stream containing C components; the phase rule states that the intensive variables are:

numbe of phase

$$C - P + 2 = [C + 1] \rightarrow \text{intensive var}$$

These are C-1 concentrations (mole fractions or others), and to this we add Temperature and Pressure as intensive variables. To this number we add the flow rate (extensive variable).

Nv:

Category	Variable	Number	
Intensive	mole fractions	C	C-1
	T	1	1
	P	1	1
Extensive	Flow rate	1	1
	Nv =	C+3	C+2

* مجموع ال C

لازم ياري
واحد شرط بدنا
(خطة)

التبطين مع
المعادلات ال
هالة بدنا
constraints
by difference

* In counting the number of intensive variables, usually C-1 concentrations specify all compositions since the remaining concentration is obtained by difference. However, we can specify all concentrations (C) in counting the number of intensive variables and include in the list of equations the summation of concentrations constraints, such as the summation of mole fractions:

$$\sum_{i=1}^C \text{mole fractions} = 1$$

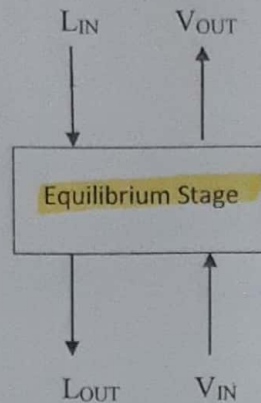
Therefore:

$$Nv = C+3 \quad \text{Or} \quad Nv = C+2$$

ask ;; believe & recieve

معزولة من حيث الطاقة نفس ال stage ما يستقبل ولا يتفرغ طاقة من ال sys Boundary ، ما يتسرع بالنفاذ بس إذا هذا دخل معو طاقة قوية يدخل لأنو sys closed

2- Adiabatic Equilibrium Stage:



ad in مش في
يتفاعلوا مع
بعض ديفلوع
V, L out

NV:

The only variables are those associated with streams:

$$N_v = 4(C+3) = 4C + 12 \quad \text{Or} \quad N_v = 4(C+2) = 4C + 8$$

عدد ال stream عدد ال variable علاقة بالمتغير

Category	Number of Equations	
Equilibrium Restrictions:		
$P_{VOUT} = P_{LOUT}$	1	1
$T_{VOUT} = T_{LOUT}$	1	1
Phase Equilibrium $[y_i]_{VOUT} = k_i [x_i]_{LOUT}$	C	C
Component Balances	C-1	C-1
Total Material Balance	1	1
Adiabatic Enthalpy Balance	1	1
Mole Fraction Constraints (Sum of Mole Fractions)	4	-
NE =	2C+7	2C+3

مساويات لأنهم
اتزان
عنا علامة بين
comp ال V لي
طالع واد واد كل
comp ال
equi relation
مثلا $y = kx$
هذه الفرق بين
هنا ولي جبتها
عنا
4 constraints
Σ mole fraction

ما يتفاعل بعدد ال comp
يتفاعل بغيرهم ناقص 1
لأن عنا total material balance
total
بفضل فله لأنو
معنى في استاء تقلبنا
بالجابات

* Component material balance:

$$L_{IN}(x_i)_{L_{IN}} + V_{IN}(y_i)_{V_{IN}} = L_{OUT}(x_i)_{L_{OUT}} + V_{OUT}(y_i)_{V_{OUT}}$$

* Total material balance:

$$L_{IN} + V_{IN} = L_{OUT} + V_{OUT}$$

* Adiabatic enthalpy balance:

$$H_{L_{IN}}L_{IN} + H_{V_{IN}}V_{IN} = H_{L_{OUT}}L_{OUT} + H_{V_{OUT}}V_{OUT}$$

enthalpy ← ask :: believe & recieve
per unit mole & unit mass

↓ لما بنا حسب ال enthalpy بنا حسب
3 عند T_{ref} (Cp ΔT) كلهم نفس ال ref
أحياناً بنا هذا the lowest temp إذا أخذناها في
واحد من ال term راح يلاوي معز ، وبعض الأحيان
ممكن نؤخذ ال ref تكون standard T

مجموع ال energy
الناخلة تاروي الطاقة ، يتدخل
مع ال stream
مش من الجدران
اكراد لي يتدخل يكون معها
energy

* Mole fraction constraints in any stream:

$$\sum_{i=1}^C \text{mole fractions} = 1$$

* Design Variables, N_D :

هذه المسألة فيها
2 phase
stream على أن
واحد يتفصل
process
مكونة

$N_D = N_V - N_E$	$(4C+12) - (2C+7)$	$(4C+8) - (2C+3)$
$N_D =$	$2C+5$	$2C+5$

Therefore $(2C+5)$ variables must be specified.

الحالين نفس الـ
degree
يتعامل مع الـ comp. هل يتعامل

Typical Set of Variables: Complete specification of the two incoming streams as well as stage pressure.

mole fraction
conc

Specified Variable	Number of Variables
Liquid IN mole fractions $(x_i)_{LIN}$	$C-1$
L_{IN} : Liquid IN flow rate	1
Vapor IN mole fractions $(y_i)_{VIN}$	$C-1$
V_{IN} : Vapor IN flow rate	1
Temperature and Pressure of L_{IN}	2
Temperature and Pressure of V_{IN}	2
Stage Pressure (P_{VOUT} OR P_{LOUT})	1
$N_D =$	$(2C+5)$

* أخذنا من الكتاب
شماره لغايه
منه (243)

له جدول بتحددوهم وياقي
الاشياء بتدخلهم من الكمادات
بشيء بالسلايه لي عمل >.

ask :: believe & recieve

① مادتين وفيه diff بادر volatility وباد B.p وفيه بنسخن بطلع و L و V و more volatile يستطير أكثر من الشعلات الثانية وبعي عزل نسبي بين الكومات .

② we add energy to create v & L at equil. ← ESA

③ في اد process ككل راج يكون فيه اختلافات في درجات الحرارة لأنو معني one equi stage تكون غير كافية معني تحتاج أكثر من stage حتى تحصل لـ sep لي بدنا اياه مبغين تغير في الحرارة ، اد process يفرض انها isobaric في موققات بالمنطق لكنها بسيطة .

Distillation:

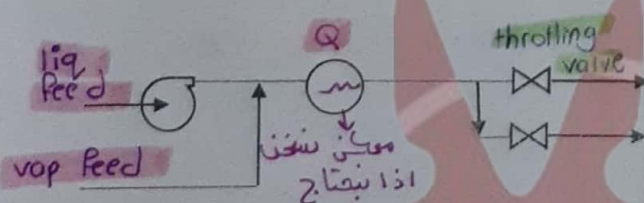
- ① ✓ Separation is based on volatility difference
- ② ✓ Heat is supplied to create a vapour phase in equilibrium with a liquid phase
- ③ ✓ All components in the feed are present in both phases in different proportions (vapour phase is richer in mvc; while liquid phase is richer in lvc)
- ④ ✓ Separation is not isothermal but may be considered to be closely isobaric.
- ⑤ ✓ Process may be single stage (Flash vaporization or partial condensation), differential distillation, or continuous fractionation (packed towers or multi stage counter current tray columns), each offering a varying degree of separation.

Equilibrium Flash Vaporization and Partial condensation:

- Single equilibrium stage separation processes
- Unless relative volatilities are very large, the degree of separation is poor.
- Useful for removal of light components from heavy ones (e.g. removal of NH_3 , H_2S from crude oil) → Flash في اسفقات ثانية لا
- Flash vaporization: A liquid feed is partially vaporized to give a vapour richer in mvc in equilibrium with a liquid richer in lvc. The liquid may be flashed:
 - ❖ Adiabatically across a throttling valve (high pressure liquid is throttled into a flash drum).
 - ❖ Isothermally: throttling valve is not used (liquid under low pressure is vaporized in a heater then separated into two phases in a flash drum).
- Partial condensation: A vapour feed is cooled and partially condensed with phase separation taking place in a flash drum.
- Vapour and liquid leaving a flash drum are in equilibrium with each other
- Flash calculations can be used to determine the state of a stream of known composition, Temperature and Pressure.

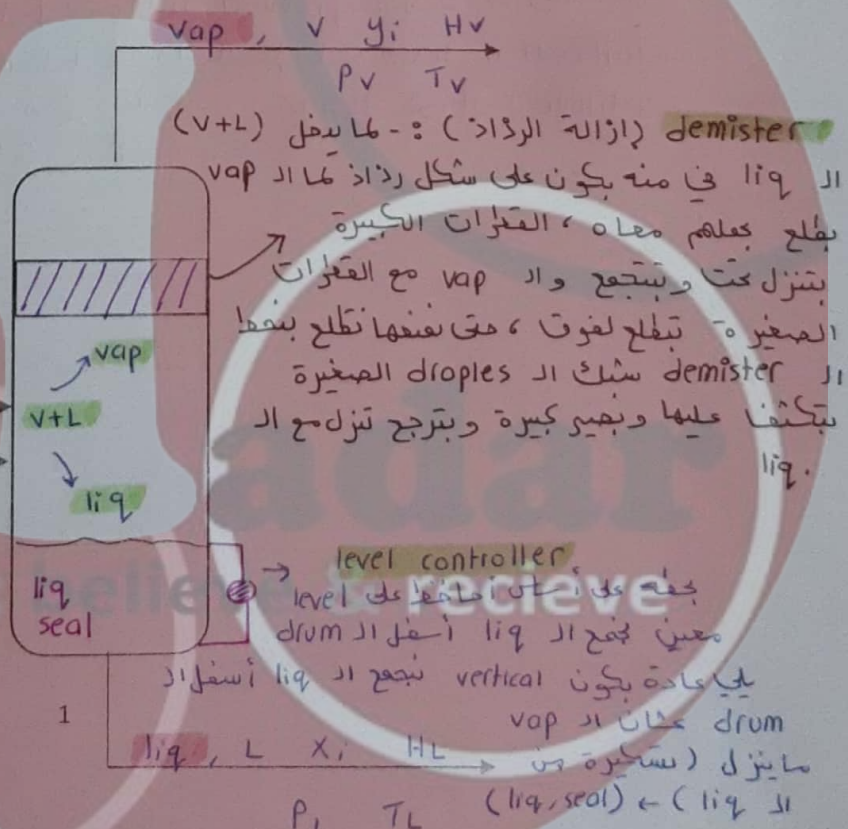
Equipment needed:

* مواصفات اد Feed لي عادة يكونوا معطيات :-
 conc of component i in Feed , $H_F \rightarrow$ enthalpy of Feed
 P_F & T_F



$$\left[\begin{matrix} T_v = T_L \\ P_v = P_L \end{matrix} \right] \rightarrow$$

thermo - equi
 $y_i = f(x_i)$
 $P_v = P_L$
 $T_v = T_L$



Distillation :-

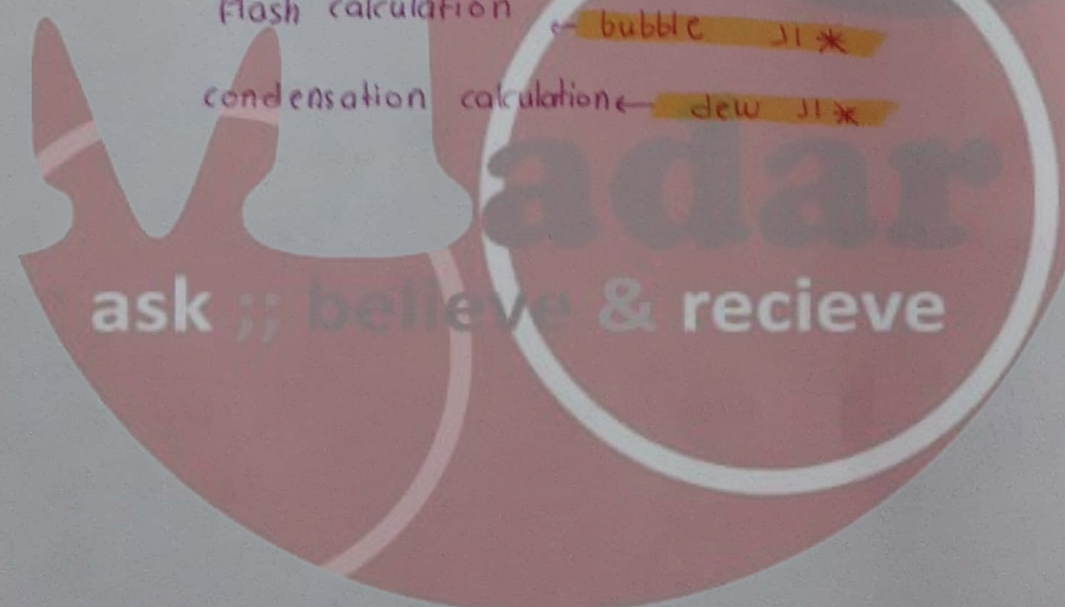
⑤ **Flash vap** → التقطير الوسيط يدخل في Feed على حوة يكون المنقط
فيها أقل وبخير البخار وتكون 2 phase أو condensation
نفس المعادلات لكن واحد بتقسيف طاقة وواحد بتتبع طاقة ال
condensation في البداية vap ← L و distillation L ← vap
لكن في الحاليق عنا 119 و vap عند الاثنان (single stage).

⑥ **Differential distillation** → فيها اسن متغير مش ثابت مع الزمن
unsteady state أو incremental
ما بتكون متواصل ، الجهاز فيه counter current
بس ولا منقطه عندي فيها equal

⑦ **towers** → برج التقطير ، ارتفاعات مختلفة يعتمد على ال sep ياي بي
دايا ه دهنا ال area تكون أكبر ما يعني بين ال 2 phase
بزيدها عن طريق أقل مشوة عشان ال 119 لما يمر ما يعرف
مستقيم ، أو بتتبع مواقي كل وحدة ال contact بين ال 119
وال vap قوي بحيث يمشي sep

* ال distillation هي أكثر unit مستخدمة في الصناعة مش لأنها أكثر
كفاءة لكنها معروفة وسهل التعامل معها ال design proccuder معروفة بطريقة
جيدة توفر المعلومات موجودة ، أقل اسن عليها معلومات هي ال crystallization
بتتور اسن وفتح ، لديك أقل صعوبة تفكر فيها بار design هي ال distillation
إذا زبطت ملف و إذا ما زبطت بلجا لغوت ثانية

Flash calculation → bubble *
condensation calculation → dew *



* **دائماً** عنا 2 design chemical eng. design **بجيتنا** شو المزامعات بتج الاداة
 قد بين داخل وطالع شوالعلاقات جديش ار Flow rate والثاني equip design بس نخلص
 من التولي بدنا نفهم الاداة وهي المرحلة الأخيرة . * شغل المهندس الكيماوي **بما** design
 أو rating على معروف وبحسب مثلاً ال (في ال heat) هل الأمور ماشية عمايب ولا في الحدار
 اذا مختلفة عن ال design بدنا نتلف أو
 chemical treatment

Operation: (Ex: adiabatic flash)

- Feed is pressurised and heated (if necessary)
- Feed is the passed through a throttling valve or nozzle into a flash drum at a lower pressure
- Due to large drop in pressure, a fraction of the liquid vaporises
- Vapour is taken off overhead, while the liquid drains to the bottom of the drum
- Demister prevents liquid droplet from being entrained in the vapour

فوق ال
equi.

زي نساات

* في الأردن

معظم شغلنا rating

الكل فيها trial & error

مش زي ال design

Design Considerations

Stream variables calculations

له قد يش ال in وال out

Size of equipment (last calculation)

The design of an equipment involves

Feed

V

L

3 stream

Stream and process variables for flash or partial condensation, N_v :

vector of compo

column vector ال

Feed ال comp ال

$F, V, L, \bar{z}, \bar{y}, \bar{x}, T_F, T_V, T_L, P_F, P_V, P_L$, and Q

if necessary

هول ال

stream variable

الوجودين في ال

Flash vaporization

$$N_v = 3(C+3) + 1$$

ال

OR

$$N_v = 3(C+2) + 1$$

Q زيادة

if adiabatic $Q = 0$

Number of Equations, N_E :

Mechanical Equilibrium	$P_V = P_L$	1	1
Thermal Equilibrium	$T_V = T_L$	1	1
Phase Equilibrium	$y_i = k_i x_i$	C	C
Component Balance	$Fz_i = Vy_i + Lx_i$	C-1	C-1
Overall Balance	$F = V + L$	1	1
Enthalpy Balance	$H_F F + Q = H_V V + H_L L$	1	1
Feed mole fraction	$\sum z_i = 1$	1	Not Counted
Vapour mole fractions	$\sum y_i = 1$	1	
Liquid mole fraction	$\sum x_i = 1$	1	
Number of Equations, N_E		2C+6	2C+3

نوجد ال total

comp balane

بجيتنا قليلة
نقدر نعملها

if adiabatic

$Q = 0$

عنا علامات
comp

$k \rightarrow \text{const}$

ببغدد على الحرارة

بس بقدر نغيرها

شابة ، ال α

قواب من بعض

Degrees of Freedom, N_D :

$N_D = N_V - N_E$	$[3(C+3) + 1] - [2C+6]$	$[3(C+2) + 1] - [2C+3]$
N_D	$C + 4$	$C + 4$

الأسئلة الكمطاة

Usually the designer has information about:

- Feed flow rate F 1
- Feed Temperature T_F 1
- Feed Pressure P_F 1
- Feed Composition $\vec{Z}$ $C-1$

عدد ال design variable
نحكم بينهم حيث نكمل ال sys
الباقي بقلو من الحسابات

since $\sum z_i = 1$ is not needed

$C + 2$

لأن في معطياتنا
معرفة 2 عن
حرية فيهم
2 زيادة
والباقي بخل

$$N_D = 2$$

This means that two additional variables can be specified and the rest are calculated.

The choice of the specified variables controls the choice of the computational procedure.
The designer may be required to solve material balance equations and equilibrium equation then solve for energy balance (sequential solution procedure) or solve material, equilibrium and energy equation (simultaneous solution).

شو لي بنختاره
design variable
المتطلب ال sequential
وحدة ورا
الثانية
sys of equi.

2 variables
لي بحددهم

Examples:

Case	Specified variables	Type of Computational Procedure	Output Variables					
1	T_V, P_V	Isothermal	Q		V	$\vec{y}$	L	$\vec{x}$
2	P_V and $Q = 0$	Adiabatic		T_V	V	$\vec{y}$	L	$\vec{x}$
3	L, P_V	Percent Liquid	Q	T_V	V	$\vec{y}$		$\vec{x}$
4	V, P_V (or T_V)	Percent Vapour	Q	$T_V(P_V)$		$\vec{y}$	L	$\vec{x}$
5	$P_V, Q \neq 0$	Non Adiabatic		T_V	V	$\vec{y}$	L	$\vec{x}$
6	P_V, x_j	Liquid Purity	Q	T_V	V	$\vec{y}$	L	$\vec{x}_{i \neq j}$
7	P_V, y_j	Vapour purity	Q	T_V	V	$\vec{y}_{i \neq j}$	L	$\vec{x}$
8	y_j, x_k	Separation	P_V, Q	T_V	V	$\vec{y}_{i \neq j}$	L	$\vec{x}_{i \neq k}$

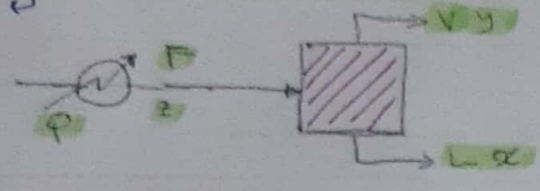
ask ; believe & recieve

من حالة حالة
طريقة ال مختلفة
في منهم iteration
و trial & error

material & equi
على نفس الرسم
الـ equi والـ operating line والتقاطعات

Binary Mixtures: Graphical Methods.

لا بدنا ندخله على
Flash.



عادة لما يكون Binary
يعمل balance على الـ MVC
لأنه الثانية بتلغ مباشرة

x-y diagram:

* Material Balances for MVC

* Component: $y = -\frac{L}{V}x + \frac{F}{V}z$ $\frac{y-z}{x-z} = -\frac{L}{V}$

* Total: $L = F - V$

كيفية الـ vap $\psi = \frac{V}{F}$ (fraction vaporized).

بتج تزاوج بين
(0 → 1)

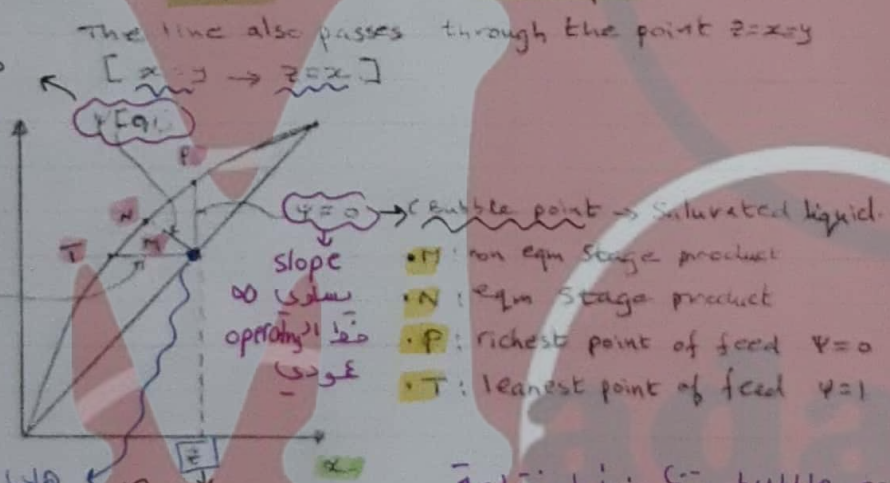
$$y = -\frac{(F-V)}{V}x + \frac{F}{V}z$$

$$= -\frac{1-\psi}{\psi}x + \frac{1}{\psi}z$$

Fraction dimensionless equation: $y = -\frac{(1-\psi)}{\psi}x + \frac{z}{\psi}$
Slope: ψ , Intercept: $\frac{z}{\psi}$
The line also passes through the point $z=x=y$

ما بين الـ vap & liq
النقطة الـ M
وملنا للتزاوج الـ
slope بين الـ 0 و الـ ∞
بين الـ 0 و الـ 1
vap و الـ liq

فقط الـ
operating
أفقي



هذه النقطة هي
بفر فيها الـ
operating line
نقطة الـ feed

عند الـ bubble point بتكون أم فقاعة
عسيها almost zero أو شفتها الـ comp
راح يكون عند النقطة P (الـ comp لأقل فقاعة) ولما يكون
الـ feed داخل الـ Flash على الـ B.P بيقه يكون
تغني الـ MVC

$x=y=z$ (نقطة على خط الـ 45)

bubble comp لما يكون
dew و T & P

إذا بدأنا نأخذ الـ H السابقة على
 الـ sys بعين الاعتبار بنحل energy & material

& equi
 على نفس الـ curve

Hyz diagram (solving material and Energy Balances)

EB:

$$H_F \cdot F + \boxed{Q} = H_V \cdot V + H_L \cdot L$$

$$F \left(H_F + \frac{Q}{F} \right) = H_V \cdot V + H_L \cdot L$$

$$(V+L) \left(H_F + \frac{Q}{F} \right) = H_V \cdot V + H_L \cdot L$$

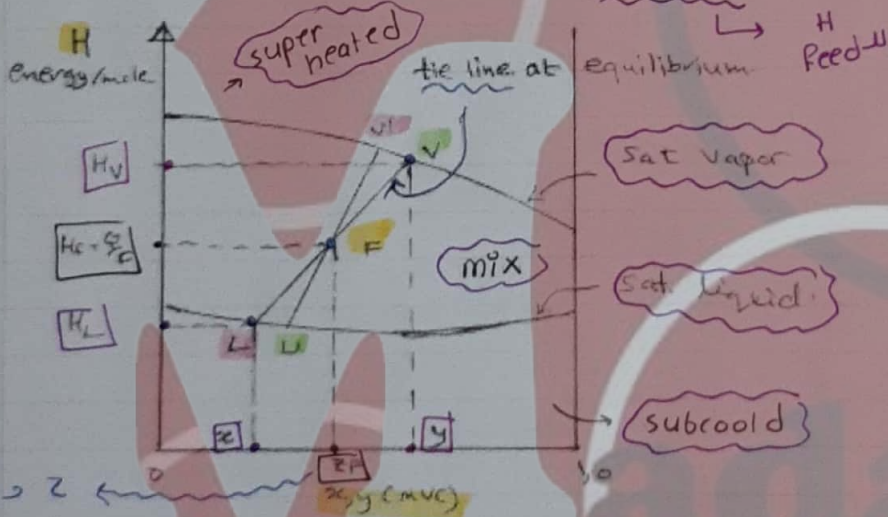
$$\Rightarrow \left[H_V - \left(H_F + \frac{Q}{F} \right) \right] V = - \left[H_L - \left(H_F + \frac{Q}{F} \right) \right] \cdot L$$

$$\Rightarrow \left[-\frac{L}{V} = \frac{H_V - (H_F + Q/F)}{H_L - (H_F + Q/F)} = \frac{y-z}{x-z} \right]$$

Enthalpy of feed after Heat exchanger

This is a straight line on the Hyz diagram with the following coordinates:

- Point $V \rightarrow (H_V, y)$
- Point $L \rightarrow (H_L, x)$
- Point $F \rightarrow \left[\left(H_F + \frac{Q}{F} \right), z \right]$



و أخذنا عودي لنقاط
 مع خط الـ LV عند
 النقطة F

النسبات حسب الـ
 lever rule
 متساوية

* أي نقطة على خط LV بتعطينا الـ V
 comp بس بنسب مختلفة (the line at equi)

* خط $V-L$ مارصنا للاتزان
 عند الاتزان لـ أمل تركيز لا
 liq

* Multicomponent $\rightarrow$ isothermal
 $\rightarrow$ adiabatic

Multicomponent Isothermal Flash and Partial Condensation Calculations:

Flow rate data $\leftarrow$

(C-1) 4 components

* Given (F, T_F , P_F , C-1 values of $\bar{z}$)

(a) T_v (or T_L)

(a) P_v (or P_L)

operation $\leftarrow$ في خارجين من ال
 معطينا ال T و P فيه تغيرات
 isothermal

* Required:

الاستعداد القلوية

Feed $\rightarrow$ اذا كنا نسيخون ال
 في ال T و P و $\bar{z}$ و $\bar{y}$ و $\bar{x}$ و T_L (or T_v) و P_L (or P_v) و $\bar{z}_c$ (remaining)

component

Remaining unknowns:

2C+6
 $\bar{y}, \bar{x}, T, P$

اذا معلني T_v
 بنا حسن ال L و V و $\bar{y}$ و $\bar{x}$
 و المكي مبيع

Procedure: The solution procedure is sequential.

Step 1:

Solve equations containing one variable.

one variable $\leftarrow$ في فيها

$$\left[\begin{array}{l} T_L = T_v \\ P_L = P_v \\ Z_k = 1 - \sum_{i=1}^c Z_i \end{array} \right] \leftarrow \text{سهل نعلم}$$

c: no. of components.

$i \neq k$

Step 2:

Solution of Material Balance and Eqm Relations

Material balance

Material Balances are non linear $\rightarrow$ computational procedure is not straight forward and many solution strategies can be adopted

$$y_i = K_i x_i$$

K_i values may be function of composition or independent of composition. This influences the solution strategy.

اذا كان $P(x_i)$ بنا
 جنب معادلات و نحلها في
 اكل $\rightarrow$ راج يدر على
 استراتيجيات اكل



التركيز K_i لا يعتمد على

* Case 1

K_i values independent of composition.

comp & total material balance
معادلة

$$Fz_i = Vy_i + Lx_i$$

$$F = V + L$$

$$Fz_i = Vy_i + (F - V)x_i$$

عوضناهم
بمعطيات
عشان أكتب
معادلة x_i و y_i

Substitute
for y_i or x_i

$$y_i = K_i x_i$$

solve for

y_i

solve for

x_i

$$Fz_i = Vy_i + (F - V) \frac{y_i}{K_i}$$

$$Fz_i = V K_i x_i + (F - V) x_i$$

$$y_i \left[V + \frac{(F - V)}{K_i} \right] = Fz_i$$

$$x_i [V K_i + (F - V)] = Fz_i$$

إعادة ترتيب
عشان نطلع معادلة
في y_i و x_i

$$y_i = \frac{Fz_i K_i}{V K_i + (F - V)}$$

$$x_i = \frac{Fz_i}{V K_i + (F - V)}$$

$$y_i = \frac{z_i + \psi}{\left(\frac{V}{F}\right) K_i + \left(1 - \frac{V}{F}\right)}$$

$$x_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} K_i + \left(1 - \frac{V}{F}\right)}$$

$$\psi = \frac{V}{F}$$

$$\psi = \frac{V}{F}$$

$$y_i = \frac{K_i z_i}{1 + \psi (K_i - 1)}$$

$$y_i = K_i x_i \rightarrow x_i = \frac{z_i}{1 + \psi (K_i - 1)}$$

Constraints

$$\sum y_i = 1$$

$$\sum x_i = 1$$

In iterative
solutions

$\sum < 1$ reduce ψ

$\sum > 1$ increase ψ

الحل trial & error
نفر من قيمة ψ بين 0 و 1
و نجرّب إذا أكبر أو أصغر أم لا
إذا لم يتغير ψ من 1
و إذا أكبر فنزيد

One strategy consists of

T is known K

- Finding K_i 's at T_v
- Guessing values of ψ until $\sum y_i = 1$ or $\sum x_i = 1$

Another strategy:

بمقدار معادلة
جديدة أموي
حاصل من المعادلات
 x_i و y_i

The equations for y_i and x_i can be combined to give a non linear equation in ψ only.

$$1 \leftarrow \sum_{i=1}^c y_i - \sum_{i=1}^c x_i = 0$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{K_i z_i}{1 + \psi(K_i - 1)} - \sum_{i=1}^c \frac{z_i}{1 + \psi(K_i - 1)} = 0$$

ψ بدنا دور على حقيقة ان ψ zero
حقا ان $\sum \frac{z_i (K_i - 1)}{1 + \psi(K_i - 1)} = 0$

This equation can be solved for ψ .

* معادلة
(4-2.1)

Step 3:

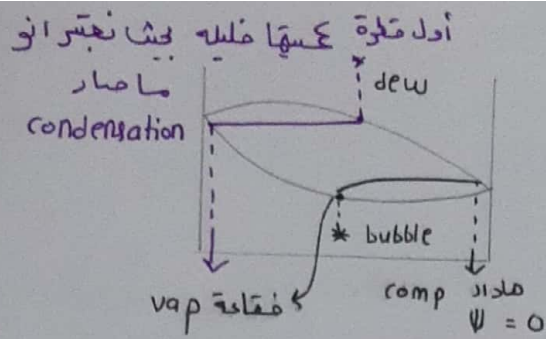
- $V = \psi F \Rightarrow L = F - V$
- $x_i = \frac{z_i}{1 + \psi(K_i - 1)}$
- $y_i = K_i x_i$

بفعلهم اذا حول عنا (٥٥)

Note:

If T_F or/and P_F are not specified, then Q cannot be calculated. In this case eqm phase conditions are calculated only.

ask :: believe & recieve



special case of flash calculation

Bubble and dew Point Calculations:

Q: Does a Feed give a two phase equilibrium mixture at a given T and P?

A: As a first estimate

if all K values $> 1 \Rightarrow$ exit phase above dew point (superheated vapor)
 if all K values $< 1 \Rightarrow$ exit phase below bubble point (subcooled liquid)

بين اد
 dew واد
 bubble
 عنا مافه
 للغيران

اذا عنا 5 مواد وعلينا
 K عند اد P معينين اذا كلم
 اكبر من 1 يكون مارعلنا dew
 لنا superheated

Use of parameter ψ (more precise).
 بين اد واد 1

$\psi \in [0, 1]$

$$f(\psi) = \sum \frac{z_i(1-K_i)}{1+\psi(K_i-1)} \rightarrow \text{Rachford-Rice equation}$$

Bubble point.

وهي
 لو اخترنا كل اش
 ثابتي ثابت عند ظروف
 معينة

لذا 0 عند اد equ يكون
 وصلت اد bubble point
 بنقار حرارة بنفلج
 اد K وبنفون وبنشوف
 اذا كانت اكبر من 0

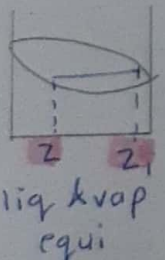
$\psi = 0 \Rightarrow f(\psi=0) = 1 - \sum z_i K_i$
 if $f(\psi=0) > 0 \Rightarrow$ exit mixture below bubble
 Vapor is not rich enough $\sum y_i < 1$

if $f(\psi=0) = 0 \Rightarrow$ exit mixture at bubble point
 معياني اد bubble

Bubble point criterion is

$$\sum_{i=1}^C z_i K_i = 1$$

with $x_i = z_i$ } In first
 $y_i = z_i K_i$ } bubble



Note!

$$y_i = \frac{\alpha_{ij} z_i}{\sum \alpha_{kj} z_k} \Rightarrow \sum \alpha_{kj} z_k = \frac{\alpha_{ij} z_i}{y_i} = \frac{K_i}{K_j} \frac{1}{K_j} = \frac{1}{K_j}$$

$$\sum \frac{K_i}{K_j} z_i = \frac{1}{K_j} \quad [j: \text{reference component}]$$

ask ; believe & receive

اول فقاعة يكون
 Feed equ اد
 بقها

بنقدر نستعمل
 اعادة ترتيب
 المعاداة

بال multi جزء
 يكون عنا reference وحدة

من اد heavy comp من ضروري

اكتر وحدة (مفوضا) اذا ار

Fraction بقها حليل) اهم انها

وحدة منهم

اذا لا بغير الحرارة وهكذا

اذا بغير الحرارة وهكذا

اذا بغير الحرارة وهكذا

اذا بغير الحرارة وهكذا

Dew Point:

فمن تكيف كله vap هون يكون وحلت لا dew

* $\psi = 1 \Rightarrow f[\psi=1] = \sum \frac{z_i}{K_i} - 1$ $\sum z_i = 1$

→ if $f[\psi=1] < 0$ exit stream above its dew point [super heated Vapor K_i]

→ if $f[\psi=1] = 0$ exit stream is at its dew point

∴ Dew point criterion is

Feed comp لا الداخل

$$\sum \left(\frac{y_i}{K_i} \right) = 1 \quad \text{with } y_i = z_i \quad \left. \begin{array}{l} \sum x_i = 1 \\ x_i = \frac{z_i}{K_i} \end{array} \right\}$$

NOTE:

$$x_i = \frac{y_i / K_i}{\sum y_k / K_{kj}} \Rightarrow \sum \frac{y_k}{K_{kj}} = \frac{y_i}{x_i} \frac{1}{K_{ij}} = K_j$$

لبرمقو بقدر أسهل α

Assume T find $\frac{y_k}{K_{kj}} \Rightarrow \sum \frac{y_k}{K_{kj}} = K_j$

NOTE:

Bubble point and Dew point calculations are used to determine saturation conditions for liquid and vapor streams respectively.

in VLE $\rightarrow$ Vap is at its dew point (saturated)
 $\rightarrow$ Liq is at its bubble point (saturated).

في الحسابات راج نشوف vap و liq لي طالعين يكونوا saturated
 أي V أو L جرموا equi stage يكونوا saturated ، ال distillation مش ضروري
 ال L واد V لي بفلوا فوق دخت يكونوا على الأزان ، اذا one stage يكونوا
 equi زي ال Flash distillation ، أما اذا أكثر من stage ال V واد L الطالعين
 saturated رجب حرارة من ال bubble & dew calculations

ask :: believe & recieve

های ویی جتلا نفیس الائی
بس بقعده کی شو معنی و شو
مطلوب

Adiabatic Flash

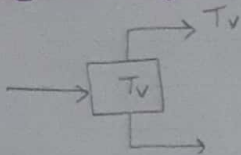
- * Given:
- Feed data
 - P_v
 - $Q=0$

* Read: $[V, L, \vec{y}, \vec{x}, T_v, T_h, P_v, Z_c]$
 comp (c) y, x کل واحد فیه
 Remaining unknown $2C+6$
 اکتالیب

آفر comp (c) ما اعطانا ایاهانی (data)

Procedure: The solution procedure is simultaneous.

له سناکل معادلات ج بعین



- T_v is unknown: K values cannot be obtained
 - To find T_v - solve enthalpy balance
 - Since EB depends on composition and ψ it cannot be solved alone
 - net result $\rightarrow$ simultaneous soln.
- ad T مش معروفه ما بقدر اُجیب K
 بنسقیل enthalpy Balance
 بس مش کالها
 فختاج معادلات
 ثانیه اُظم معها
 H Balance T مع K مع ad simultaneously

One strategy

Step 1: solve equations containing one variable

كل المعادلات جی
 حل اعرها

$$P_v = P_v$$

$$Z_c = 1 - \sum Z_i$$

بفرمن حقیقه ل T بین

Step 2: Estimate $T_v \rightarrow$ درجهین الفیلان المراء
 pure ad

Step 3: use thermal flash procedure at T_v, P_v

- obtain K_i at T_v, P_v
 - solve for ψ
 - solve for $\vec{y}, \vec{x}$
 - solve for V, L
- له بقا انو حار
 فنا T_v احنا فزغناها
 برقع نفیس حایات ad
 isothermal Flash

Step 4: Calculate H_v, H_L
 له بقسب H ل L و ad V

ask :: believe & recieve

Steps: Check T_v

← بعد ما حسبنا بنرجع لـ
 T_v enthalpy Balance
 لقانون T_v واحد
 Func of T_v at equi

$$Q = H_v V + H_L (F - V) - H_P \cdot F$$

$$\psi H_v + (1 - \psi) \cdot H_L - H_P = 0 = f(T_v)$$

← لازم يادي 0 $[f(T_v) = 0 \text{ at equi}]$

$$\text{Calculate } \frac{f(T_v)}{1000} = \frac{\psi H_v - (1 - \psi) H_L - H_P}{1000} \stackrel{?}{=} 0$$

← اذا مش هنز يعني T_v مش
 بنفسها بفرض كان
 متوقفة

Step 6: if $f(T_v) \neq 0$ reestimate T_v and
 go back to step 3.

منم H_v و H_L كبار
 لهنك بنقسم على 1000
 عشان تصغر القيم
 وبتقريب ازا 1

← اذا شقنا مش
 كحسن بنوقف
 Step 7: stop and Print results.

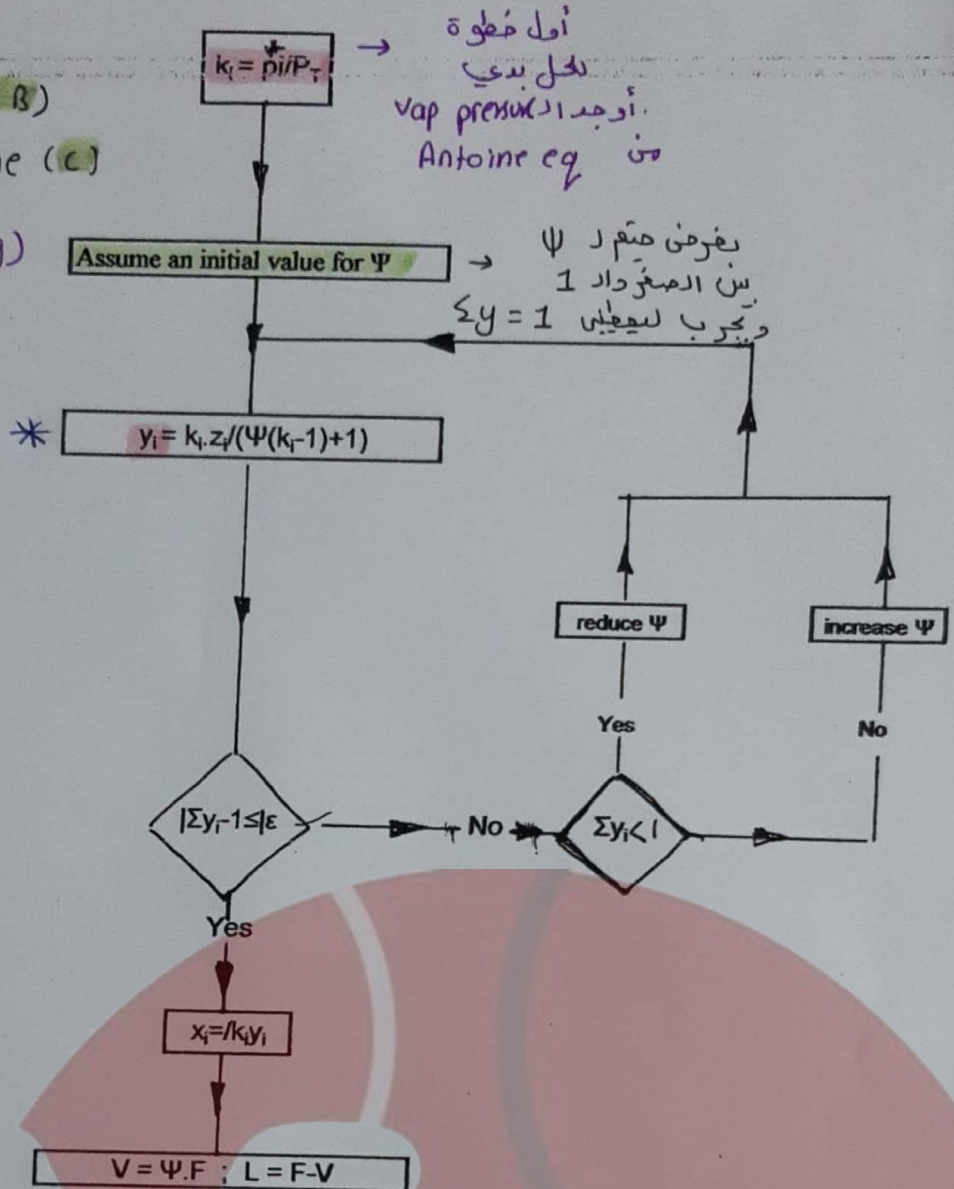
ask ;; believe & recieve

isothermal flash

50% Benzen (A)
25 mole % Toluene (B)
25 mole % O-xylene (C)

P = 1 atm (760 mmHg)
T = 100 °C

* مطلوب ال fraction
i.e. vaporize



أول خطوة
لحل بيدي
أوجد ال vap pressure
من Antoine eq

بفرضي قيمة ل Ψ
بين المبروداد 1
ويجرب ليحيطي Σ y_i = 1

بدا بفرضي قيمة ل Ψ بين المبروداد الواحد

هاد الحل
بحاراج بعضنا
المبروداد
النهاية
Ψ = 0.325

Component	P _i mmHg	k _i	z _i	k _i z _i	(k _i -1)	y _i = k _i z _i / (Ψ(k _i -1)+1)			x _i = y _i / k _i
A	1370	1.803	0.5	0.901	0.803	Ψ=0.5	Ψ=0.4	Ψ=0.325	0.397
B	550	0.724	0.25	0.181	-0.276	0.643	0.682	0.715	0.274
C	200	0.263	0.25	0.066	-0.737	0.210	0.203	0.199	0.329

Σ = 1.000

Σ = 0.957

Σ = 0.979

Σ = 1.000

ask

أقل من 1
لهذا ننقل ال
Ψ حقا نرفع ال y

& receive

من 1
مقبولة

* إذا *equib* ، بهما نعرف مديين *size* للأداة *thick* المستخدم *material* ونوعه ، بس حاليًا بهما الارتفاع ، القول ، العرض ، *ad* .

3.5. SIZE CALCULATION

Once the vapor and liquid compositions and flow rates have been determined, the flash drum can be sized. This is an empirical procedure. We will discuss the specific procedure for vertical flash drums, like the one shown in Figure 3-1.

Step 1. Calculate the permissible vapor velocity, u_{perm}

بحسب u_{perm} من هون وبنفوسها
بحسب u_{perm} بحسب A_c في دوا وبنفوسها
area

$$u_{perm} = K_{drum} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (3-50)$$

* u_{perm} is the maximum permissible vapor velocity in feet per second at the maximum cross-sectional area. ρ_L and ρ_v are the liquid and vapor densities.

* K_{drum} is an empirical constant whose value has been correlated graphically by Watkins (1967) for 85% of flood with no demister. Approximately 5% liquid will be entrained with the vapor. Use of the same design with a demister will reduce entrainment to less than 1%. The demister traps small liquid droplets on fine wires and prevents them from exiting. The droplets then coalesce into larger droplets, which fall off the wire and through the rising vapor into the liquid pool at the bottom of the flash chamber. Blackwell (1984) fit Watkins' correlation to the equation

constants

$$K_{drum} = \exp[A + B \ln F_{lv} + C(\ln F_{lv})^2 + D(\ln F_{lv})^3 + E(\ln F_{lv})^4]$$

* بهما إذا $\Rightarrow$ cross sectional area & diameter based on u_{perm}

بدنا نفترض انو الرعاي الجراح يتم فيه *Flash* اسطوانتي (cylindrical) ليس :-

1) لأنو من حيث *contraction* يكون أنبوب وبتقل فقط أكبر (ال *spherical* أكثر ان يتقل فقط) .

2) دليًا الهندسي يجب بحسب *cost* ، *cost* مهم *you want to optimize the cost*

يعني بي (min cost) ، أكثر شكل يستهلك مواد الكرج هو مواد أكثر من *cylinder* أكثر من *spherical*

إذا ثبتنا الحجم أقل اي *spherical* بعدو *cylindrical* وبعدين الكرج

له رضية
له أقل صعوبة
غالي وصعب
لكن أصعب من الكرج

where $F_{lv} = \frac{W_L}{W_v} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$ with W_L and W_v being the liquid and vapor flow rates in weight units per hour (e.g., lb/hr). The constants are (Blackwell, 1984):

$$\begin{aligned} A &= -1.877478097 & C &= -0.1870744085 & E &= -0.0010148518 \\ B &= -0.8145804597 & D &= -0.0145228667 \end{aligned}$$

Step 2. Using the known vapor rate, V , convert u_{perm} into a horizontal area. The vapor flow rate, V , in lb moles/hr is

$$V \left(\frac{\text{lb moles}}{\text{hr}} \right) = \frac{u_{perm} \left(\frac{\text{ft}}{\text{s}} \right) \left(\frac{3600 \text{ s}}{\text{hr}} \right) A_c (\text{ft}^2) \rho_v \left(\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \right)}{MW_{\text{vapor}} \left(\frac{\text{lbm}}{\text{lb mole}} \right)}$$

*Solving for the cross-sectional area,

mole flow rate per hr

*اد $Flow$ لـ vap للأعلى والـ liq للأسفل

اد liq يدخل على اد $Flash$ على شكل

قطرات صغيرة لهيك بنظلمها $demister$

إذا ما مضينا $demister$ يكون عنا سرعة معينة

For a vertical drum, diameter D is

عنها اد vap يدخل معو liq

وممكن بسبب طوفان (u_{perm})

* $A_c =$

$$A_c = \frac{V(MW_v)}{u_{perm}(3600)\rho_v}$$

(3-52)

$$D = \sqrt{\frac{4A_c}{\pi}}$$

(3-53)

Usually, the diameter is increased to the next largest 6-in. increment.

Step 3. Set the diameter/length ratio either by rule of thumb or by the required liquid surge volume. For vertical flash drums, the rule of thumb is that L/D ranges from 3.0 to 5.0. The appropriate value of L/D within this range can be found by minimizing the total vessel weight (which minimizes cost). *

Flash drums are often used as liquid surge tanks in addition to separating liquid and vapor. The design procedure for this case is discussed by Watkins (1967) for petrochemical applications.

The height of the drum above the centerline of the feed nozzle, h_v , should be 36 in. plus one-half the diameter of the feed line (see Figure 3-6). The minimum of this distance is 48 in.

ask ; believe & recieve

* $design$ is an art based on

science

* location of feed Nozzle :-

height of drum above center line of nozzle, h_v :-

$$h_v = 36 \text{ inch} + \frac{1}{2} \text{ diameter of feed line}$$

or 48 inch which ever is greater

حسب اذا طلع اكبر من 36 او 48 لاخذ الاقل

height of ϕ of feed line above max of liq pool, h_f :-

$$h_f = 12 \text{ inch} + \frac{1}{2} \text{ diameter of feed line}$$

or 18 inch which ever is greater

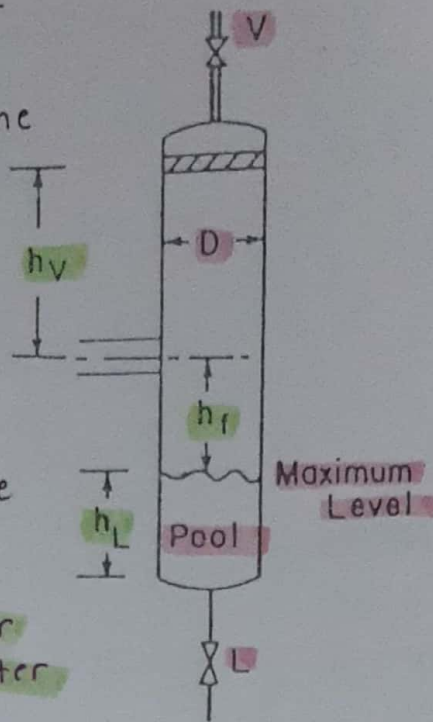


Figure 3-6. Measurements for vertical flash drum.

The height of the center of the feed line above the maximum level of the liquid pool, h_f , should be 12 in. plus one-half the diameter of the feed line. The minimum distance for this free space is 18 in.

The depth of the liquid pool, h_L , can be determined from the desired surge volume, V_{surge} .

$$h_L = \frac{V_{\text{surge}}}{\pi D^2 / 4} \quad (3-54)$$

The geometry can now be checked, since

$$\left[\frac{L}{D} \right] = \frac{(h_v + h_f + h_L)}{D}$$

length of drum

بشكل عام اذا كان ratio 3 الى 5 يكون مناسب

اذا طلع اقل من 3 بزياد V_{surge} بكون h_L شوي ، اذا اكبر من 5 بقله

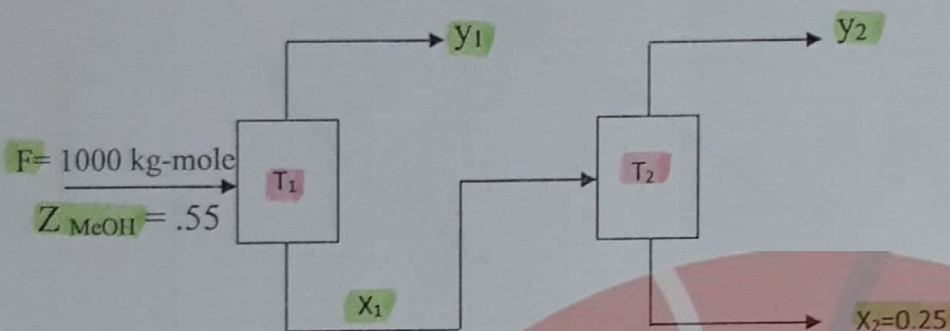
should be between 3 and 5. * If $L/D < 3$, a larger liquid surge volume should be allowed. * If $L/D > 5$, a horizontal flash drum should be used. Calculator programs for sizing both vertical and horizontal drums are available (Blackwell, 1984).

More detailed design procedures and methods for horizontal drums are presented by Evans (1980), Blackwell (1984), and Watkins (1967). Note that in industries other than petrochemicals the sizing may vary.

surge volume $\rightarrow$ holding time of approx 10 min should be allow.

هاد ا د V بزياد وينفع كد معين

Two flash distillation chambers are connected together as shown in the diagram. Both are at 1 atm pressure. The feed to the first drum is a binary mixture of methanol and water having 55 mole% methanol. Feed flow rate is 1000 kg-moles/hr. The second drum operates with a vapor to feed ratio of 0.7 and the liquid product is 25 mole % methanol. Equilibrium diagrams are given.



- What are y_1 , y_2 , x_1 , T_1 and T_2 ?
- What is the fraction vaporized in the first drum?

(a)

① $y_2 \rightarrow$ From x-y diagram

$$y = f(x)$$

$$x_2 = 0.25 \rightarrow \text{so } y_2 = 0.625$$

④ $T_1 \& T_2 \rightarrow$ From Txy diagram

$$\text{at } x_2 = 0.25 \& y_2 = 0.625$$

$$T_1 = T_2 = 175^\circ\text{C}$$

② Given $\psi_2 = 0.7$ & y_2 from ①

From material balance

$$Z_{F2} = x_1 = \psi_2 y_2 + (1 - \psi_2) x_2$$

$$x_1 = 0.5125$$

(b) $\psi_1 = ?!$

↓
From material balance (operating line)

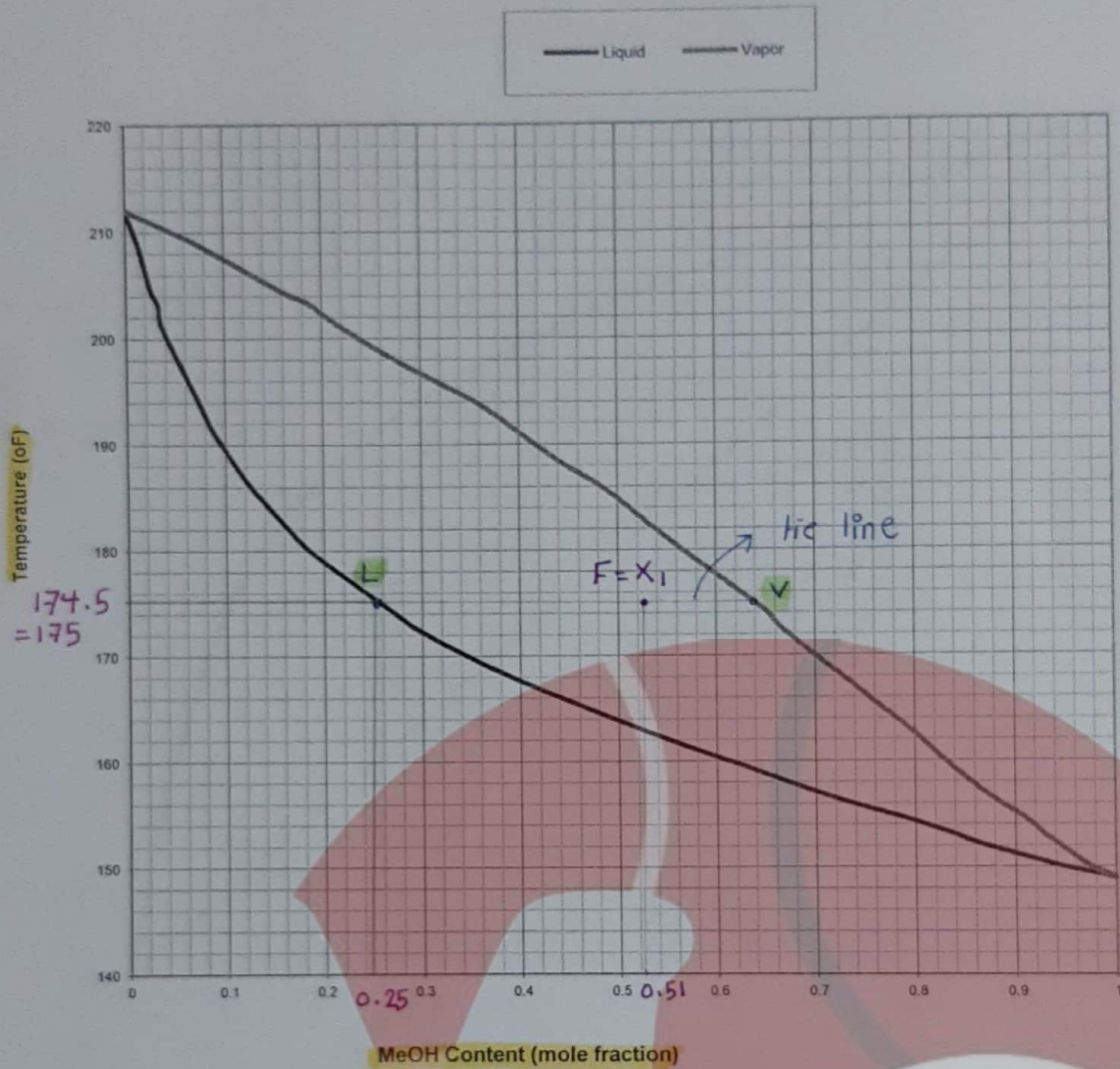
$$\psi_1 = \frac{Z_{F1} - x_1}{y_1 - x_1} = \frac{0.55 - 0.5125}{0.782 - 0.5125}$$

$$= 0.147$$

③ $y_1 \rightarrow$ From x-y diagram

$$x_1 = 0.5125 \rightarrow \text{so } y_1 = 0.782$$

VLE for MeOH/H₂O system @ 1 atm



* عند اد
tie line
عدد لفحات
المخيرة 19
0.7 ← 0.3
+
جدها
وتعرف
 X_1

* من هاي الرسمة يتوجد

ال T ، اما من X مع اد bubble
curve أو y مع اد dew curve
راح يطلع نفس ال T لانهم
equi

* ولتقدر اتراف X_1 من هاي

الرسمة لأنها تعتبر Feed لا

drum الثاني ، برسم اد tie line

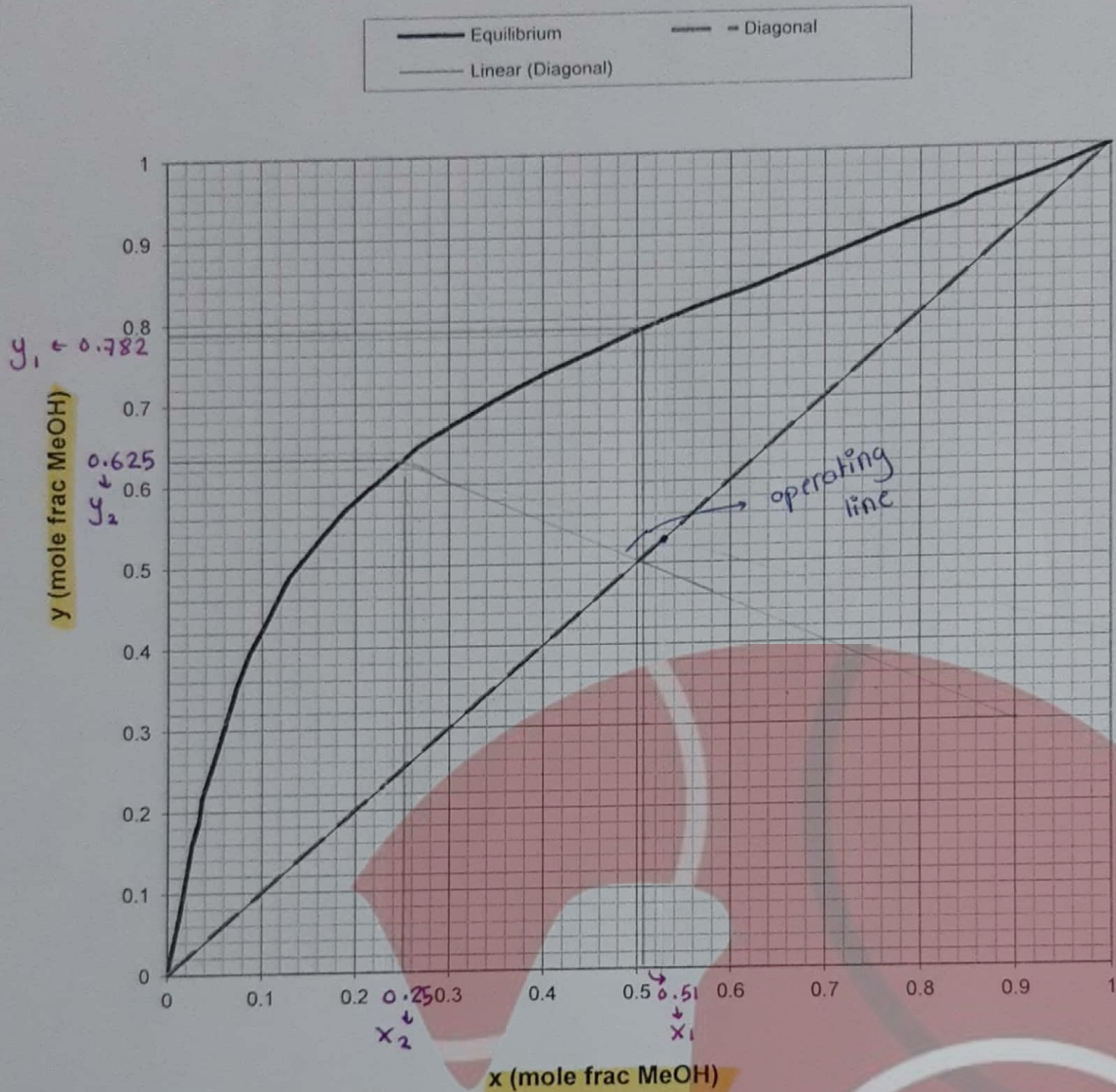
عند الحرارة الي طلعتها وبتعرف

ان $\psi_2 = \frac{V}{F} = 0.7$ جدها

وتعرف ال Feed الي هو X_1

ask ; believe & recieve

VLE for MeOH/H₂O system @ 1 atm



* بنقطة كان حسب x_1 منى هاي

الرسعة من (operating line) (بناظره)

$$y_2 = \frac{-(1-\psi_2)}{\psi_2} x_2 + \frac{z}{\psi}$$

ψ_2 ← slope

$$\text{slope} = \frac{-(1-0.7)}{0.7} = \frac{3}{7}$$

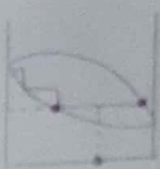
من النقطة
2 بنزل
مربعات

منى بعد ال

3 مربعات تتحرك لليمين

سبع مربعات يتحرك لليسار ، نقطة

التقاطع مع خط ال 45 هي ال x_1



لو جينا liq وسخنه راجعطينا 2 phases عند الاتزان ينشوف ان vap بي
 ملع اذا pure بشكل كافي ، اذا امش عايجينا بناتعد ان liq لي ملع وينسخه كمان
 مرة وهكذا برجع يطلع كمان liq و vap (كل مرة بنزغ وينسخن عبارة عن 1 stage
 وهاد بنسخه cont. Fractionation لانه مستر كل هودل ان stage بنظم بـ container
 واحد cylinder عاليه فيها مواز تجزوا liq تجعه عليها ويعود vap بطريقة معينة وهكذا

Continuous Fractionation (Rectification):

القطر الجزي
 لان كل مرحلة بناه
 جود معني

Fractionation Process:

There are three methods used in distillation, each offering a varying degree of separation:

- 1 - Flash or equilibrium distillation
- 2 - Differential distillation
- 3 - Continuous Fractionation

* Fractionation is the most important as it offers a greater degree of separation. It is the most widely used unit operation process in the chemical industry. It is a multistage counter-current operation, where the liquid flows counter current to vapor with the feed introduced at some intermediate point. Some of the vapor is condensed (mainly lvc) and some of the liquid is vaporized (mainly mvc). This partial condensation and vaporization continuously enriches the vapor phase with the mvc, with the net result of a better separation.

* The operation takes place in a vertical cylindrical pressure vessel (called distillation column or tower, or a fractionator), divided into compartments by a series of perforated plates which permit the upward flow of vapor. The fractionator consists of two main sections:

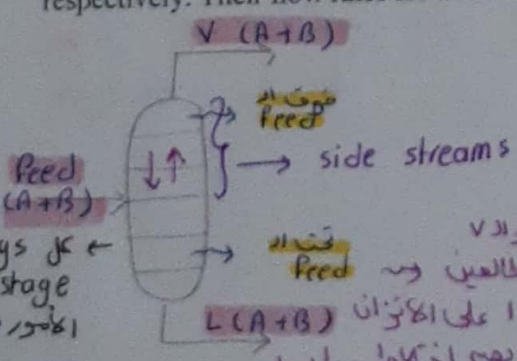
- 1 - Top section above the feed point called absorption, enriching, or rectifying section
- 2 - Bottom section below the feed point called exhausting or stripping section.

The feed is introduced continuously into the fractionator where it is eventually split into two products. One removed from the top of the column richer than the feed in the mvc (called distillate, top product, overheads product, or light product); the other product withdrawn from the bottom of the column weaker in the mvc (called bottom product, waste, residue or heavy product). The purities of the products depend on the liquid/gas ratio and the number of stages.

In some cases, multiple feeds and side streams are available. Some distillation columns consist of the top section only and they are called rectification columns.

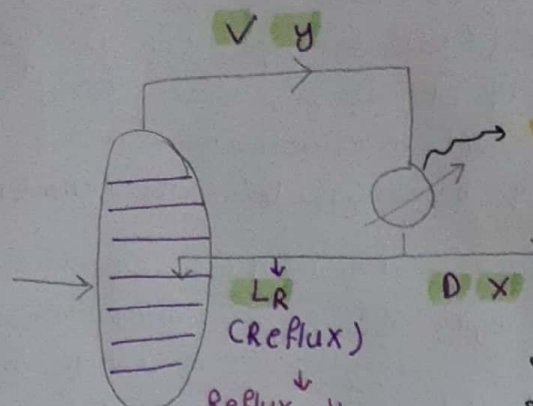
Vapors rising from the top are totally (or partially) condensed in a condenser and some of the liquid is returned to the top of the column. This liquid is called reflux. The ratio of reflux to distillate is called reflux ratio or sometimes external ratio.

The liquid at the bottom is either heated by a coil placed at the base of the column or by an external reboiler; the more volatile material returns as vapor to the column. Inside the tower liquids and vapors are always at their bubble points and dew points respectively. Their flow rates are not constant along the column.

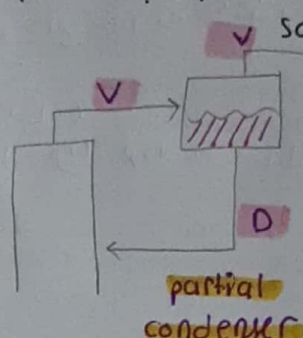


مكوناته من اد
 light comp.
 داخل ال column
 عنا ل و ل
 ratio بينهم
 موا ال colom
 وعدد ال stages
 بلصوا حور في
 تحديده ال purity
 ممكن مؤمل ل
 purity 99%
 بس 100% ال sep

معلومة :-
 اول وحدة تقطير في المصفاة بنسخها
 crude distillation unit
 بنسخ عنها غاز المشان و اسشوا ثابته زي
 ال بول و البترول و بنسخهم كنوع هاذية
 بنسخ و بنسخ ال ask
 كل شئ ، كلها ثابته تحت عدد مرات انكوبون
 اول ال fuel الثقيل يتبعه من اسفل ال column

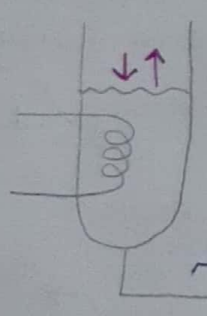


total condenser
 يدخل sat'd vap
 ويخرج sat'd liq
 أمميًا يكون الـ condenser مع cooling نادرًا ما نعمل تبريد عادة بس بنكثف ويخرج

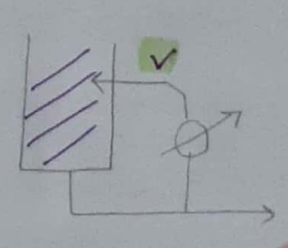
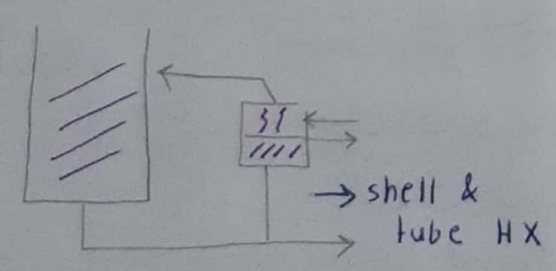
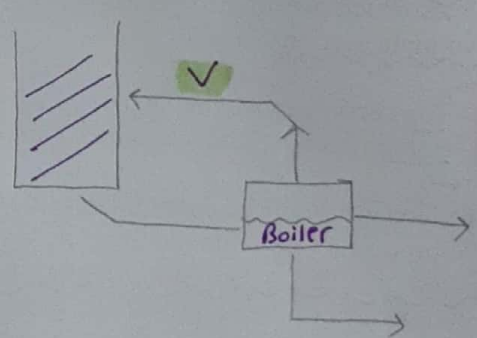


Reflux (L/R)
 ratio الراجع بحسن الـ purity
 بتزيد نسبة الـ liq الـ vap
 external ratio
 internal ratio
 لا نؤموا عنا internal ratio مختلفة

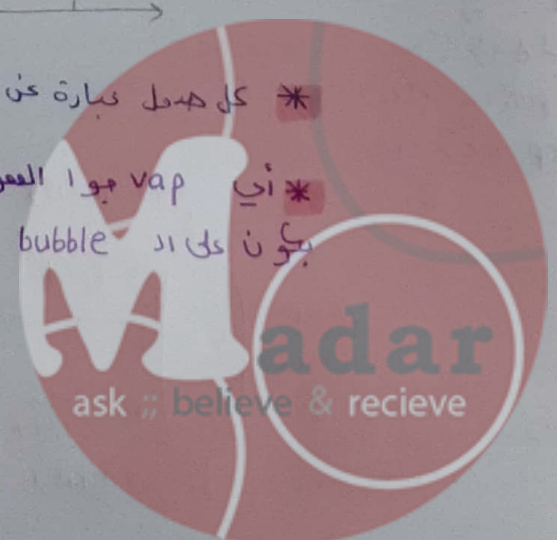
Reboiler :- (إعادة الغليان)



أسفل القود الـ liq
 منه MVC و LVC
 يا إما بيغلي إعادة غليان
 ويغيب أو إذا ما سبناياه
 جوا القود بنأخذ برة



* كل حيل بخارة عن HX
 * أي vap جوا القود يكون على الـ dew بقعه وأي liq
 يكون على الـ bubble

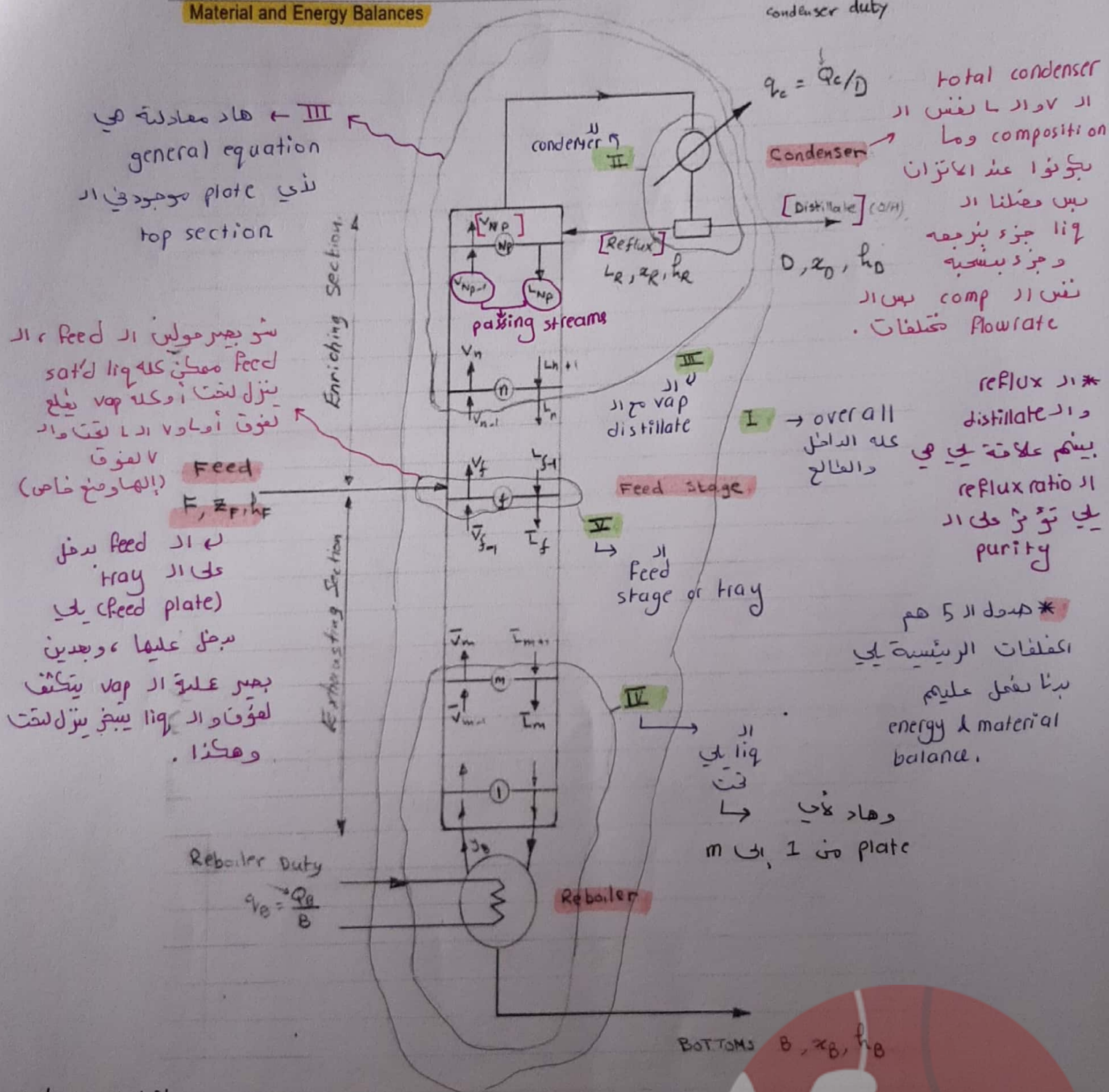


راح خط عملك
operating line

* هو عبارة عن vertical أو cylindrical pressure vessel (بستقل تحت الضغط هيك يسمى).

* رَاجِعْ الـ trays من تحت لفوف
top ← n
bottom ← m

condenser duty



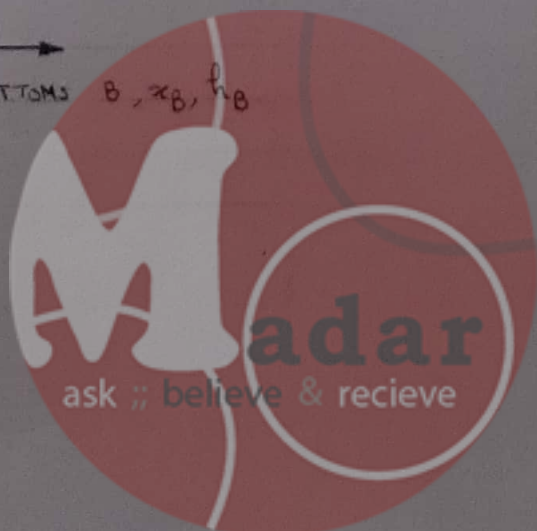
بشقاف معه على
single stage

* partial condenser

* Partial Reboiler

considered as a stage

considered as a stage.



* عدد trays بنز مقام
من تحت لغوف .

Material Balances:

Envelope I :

$$F = D + B$$

distillate
↓
Bottom

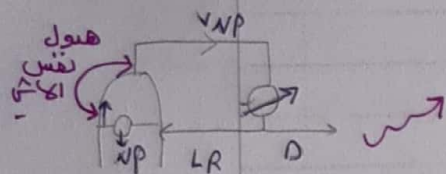
Envelope II :

← حولين الى
condenser

$$V_{NP} = L_R + D$$

↓
stage الـ الأخيرة

let $R = \frac{L_R}{D}$ = reflux ratio.



$$V_{NP} = RD + D$$

$$V_{NP} = D(R+1)$$

Envelope III : (Down to stage n)

2 posing streams
الفرق بين أي
يكون const

$$V_{n-1} = L_n + D$$

$$V_{n-1} - L_n = D$$

[net flow: const]
of vap up

↳ net flow of vap
on Top

Envelope IV : (up to stage m).

$$\bar{L}_{m+1} = \bar{V}_m + B$$

$$\bar{L}_{m+1} - \bar{V}_m = B$$

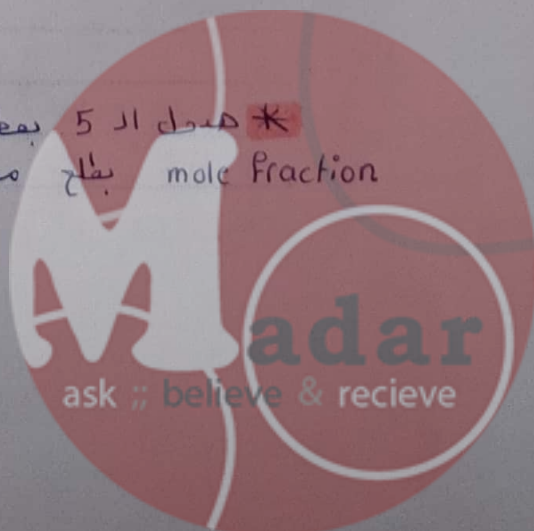
[net flow: const]
of liq

↳ net flow of liq
down

Envelope V : (Feed stage)

$$F + L_{f+1} + \bar{V}_{f-1} = V_f + \bar{L}_f$$

* عدد الـ 5 بمطوفا معادلات الـ totals ، نفسهم بجز بيم بالـ
mole fraction بطا حنا الـ comp. balance



Component Balances: (For any component)

Envelope I: $Z_F \cdot F = x_D \cdot D + x_B \cdot B$

$$x_D = \frac{Z_F \cdot F - x_B \cdot B}{F - B}$$

$$x_B = \frac{Z_F \cdot F - x_D \cdot D}{F - D}$$

Enriching Section (Envelope III)

net flow comp
comp of distillate

$$y_{n+1} \cdot V_{n+1} = x_n \cdot L_n + D \cdot x_D$$

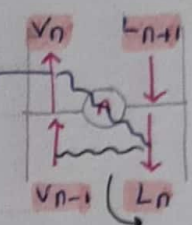
[D x_D = net flow]

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} \cdot x_n + \frac{D \cdot x_D}{V_{n+1}}$$

op. line for enriching section

إعادة ترتيب بطلع معادلة
operating line
لي هي بتكون بين ال
streams (y_{n+1} & x_n)

هذه بينكم
(مارجين من ال stage) دخلوا
اختلطوا وطلعوا عند الانزلات
على نفس الحرارة والضغط



Stripping Section (Envelope IV)

وهو عننا نفس الشيء

$$x_{m+1} \cdot \bar{L}_{m+1} = y_m \cdot \bar{V}_m + x_B \cdot B$$

هذه بينكم
ومعكم بحسب ال
passing streams

$$y_m = \frac{\bar{L}_{m+1}}{\bar{V}_m} \cdot x_{m+1} - \frac{B}{\bar{V}_m} \cdot x_B$$

واحد ال top وواحد ال bottom

* بين كل stream والثاني في op line
(حسب ما يمكن يكون هنا أكثر من side streams feed)
لأن الأحوال مختلفة (V, L) كميات المواد فيه
ننا أكثر من op line

يعني لو فرضنا هاد
مفاد مستقيم $\frac{\bar{L}_{m+1}}{\bar{V}_m}$ متغيرات

Enthalpy Balances (calculation of Q_c, Q_B)

Envelope II: (Condenser duty)

specific enthalpy

$$V_{NP} \cdot h_{VNP} = Q_c + L_c \cdot h_R + D \cdot h_D$$

h_R & h_D
متساويات

$$Q_c = V_{NP} \cdot h_{VNP} - D(R \cdot h_R + h_D)$$

معنى تكون $\frac{Q_c}{D}$
per unit distillate

$$Q_c = D[(R+1) \cdot h_{VNP} - (R \cdot h_R + h_D)]$$

هاي تجر عن عتقها
Rate of cooling water: $m = \frac{Q_c}{C_p \Delta T}$

* إذا زدت ال
Reflux ratio بتزيد ال
cond duty

$\frac{Q_B}{B}$
per unit Bottom product or waste product

$\Delta T = T_{out} - T_{in}$
[T_{in} = 20-25°C]

adar
ask :: believe & recieve

له ريس أنا فضيلت
يفني همدول ال لا يشين
الهم نفس الجواص
الاختلاف بينهم في
الكميات

Envelope I:

$$F \cdot h_F + Q_B = D \cdot h_D + B \cdot h_B + Q_C + \cancel{Q_L}$$

losses

negligible if well insulated [Total losses]

colom

$$Q_B = D(h_D + \frac{Q_C}{D}) + B \cdot h_B - F \cdot h_F + \cancel{Q_L}$$

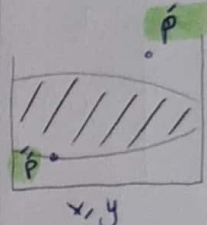
reboiler

كان مغزول ما فيه فقد ان بنقدر نجبر $Q_L = 0$

عادة بنحسبها بعد ما نفرف Q_C

Envelope III

$$\begin{aligned} V_{n+1} \cdot h_{V,n+1} - L_n \cdot h_{L,n} &= D \left(\frac{Q_C}{D} + h_D \right) = \Delta D \quad (P^I) \\ &= D(q_C + h_D) \\ &= \text{net flow} \end{aligned}$$



Envelope IV:

$$\begin{aligned} L_{m+1} \cdot h_{L,m+1} - V_m \cdot h_{V,m} &= B \left(h_B - \frac{Q_C}{B} \right) = \Delta W \quad (P^II) \\ &= B(h_B - q_B) \\ &= \text{net flow} \end{aligned}$$

* The above relations together with equilibrium relations give the necessary equations for the design of distillation columns.

هون بنفكي عن chemical eng. design

At the end of design calculations, one hopes to have

عدد ال stages N_p

Product flow rates, compositions L, V, D, B, F and comp.

Operating conditions (T, P) Q_C, Q_B

هناك بالنهاية راح نجد ولنا

mechanical design

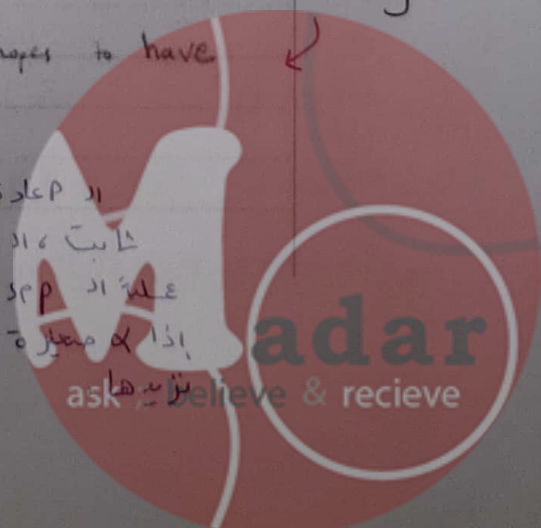
دiameter (حكيما ممكن)

يكون مختلف بين ال top وال bottom

velocity (عنا سرعة معينة ما بصير)

thick, ال L, المسافة

بين كل tray والثانية نوع المعدن المستخدم وهكذا...



Specifications:

Two types of problems may be encountered with any equipment, in this case distillation column:

- Design Problem
- Simulation Problem

① **Design Problem:** Desired separation is set and column is designed that will achieve this separation

② **Simulation Problem:** Column is already built and the procedure should predict how much separation can be achieved for a given feed.

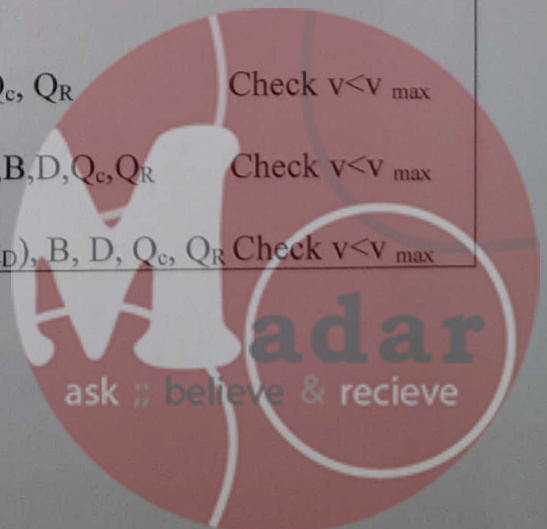
For both problems we usually specify:

- Column pressure, (sets equilibrium data)
- Feed composition
- Feed flow rate.
- Feed temperature and pressure (or enthalpy or quality – state of the feed L_f and V_f)
- Reflux temperature or enthalpy (usually saturated liquid) (Simulation Problem).

* Other variables which must be set for adequate specification.

For a binary system the most usual specifications and the resulting calculated variables are:

Specifications	Calculated variables
Design: x_D, x_B (mvc) R (L_R/D)	D, B, Q_c, Q_B, N_p , feed location. Column Diameter.
Simulation: N_p, feed location - column diameter - Reboiler size (gives max vapor)	
and x_D and x_B	R, B, D, Q_c, Q_R Check $v < v_{max}$
or R, x_D (or x_B)	x_B (or x_D), B, D, Q_c, Q_R Check $v < v_{max}$
or x_D (or x_B), $V = V_{max}$	R, x_B (or x_D), B, D, Q_c, Q_R Check $v < v_{max}$



طرق تقريبية بسيطة
 مبنية على خطوات بسيطة ، خطوات اكل
 بسيطة سهلة ويمكن استخدامها graphs

Two approaches may be used:

- **Approximate:** simple sequential, (adequate in many cases), graphs, simple algorithms
- **Rigorous:** requires detailed stage to stage calculations (simulation), handles all situations

ببساطة مع الكومبيوتر بدون
 assumption كثيرة فمن تقديرات كثيرة
 في كل مرحلة من stage و stage (من one equi الثانية)
 يأخذ وقت كثير في كل مرحلة إذا كنا iteration ، وقت قليل
 لكل شيء Binary ، Multi بين اكل عدد وقت وحجم وسهل
 كثير .



Binary Rectification:

Approximate Methods:

* Simplifying assumptions:

1. **Constant molal overflows:** valid if (over range of temperature and Pressure):

- Molar heats of vaporization of both species of the binary system are equal
- Heats of mixing, stage heat losses and sensible heat changes of both liquid and vapour are negligible

This assumption indicates that every mole of condensing vapour vaporizes exactly ONE mole of liquid.

This means that on molal basis in each section of a column;

$$\frac{\text{Moles of Liquid}}{\text{Moles of Vapor}} = \text{constant} ; L_n = L, V_n = V \text{ and } \bar{L}_m = \bar{L}, \bar{V}_m = \bar{V}$$

This results in a straight line operating line for each section.

2. Distillation takes place at **constant pressure** (small variations of pressure inside the column)

Plate to plate calculations: Lewis-Sorel Method

Consider the following case for the distillation of a binary mixture:

Given Information:

$$F, \bar{Z}, x_D, x_B, R, P_{\text{Column}}$$

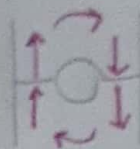
Feed, Distillate, Bottoms product and reflux are saturated liquids at their bubble points.

Required: N_p and Feed location.

لحساب عدد الـ stage

والـ feed على أي tray
بدرج (هاد الخلو)

في الـ vap وهو طالع بغير طاقة
وجود منه يتكثف وهاد الجزء كافي انه
الـ liq يلي هناك يسوي 1 mol في الـ vap
وهيك بنحافظ على الـ L والـ V يتوني
constant.



على يكون هنا
mixing
حرارة يا بنأخذ طاقة
بشأ بتغيرهم قليلان

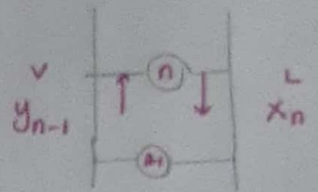
بنكتب الـ L
لأنهم نفسهم
استقيتاً مثل
2 op line

الـ top والـ bottom
على يكون خط مستقيم
أسهل بس بدأ نقطتين
أر نقطة و stop
أر نقطة و intercept
بدا بدأ graphical
solution

Feed يدخل sat'd liq على الـ
bubble point بنجته ، أو يدخل mix
ببس بتغير الـ flow rate ، اصنا هون راح ناخذ الحالة
لي يكون فيها الـ sat'd liq ، لو كان subcooled
بدو يجر شوية حرارة جديس energy وينتج
بنشوف شو غاثرها مع الـ bubble point

ask // believe & recieve

Analysis:



- Operating lines give relations between vapour and liquid compositions of passing streams:

Rectifying Section:

$$y_{n-1} = \frac{L}{V} \cdot x_n + \frac{D}{V} \cdot x_D$$

net flow up

Stripping Section:

$$y_m = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} \cdot x_{m+1} - \frac{B}{\bar{V}} \cdot x_B$$

net flow down

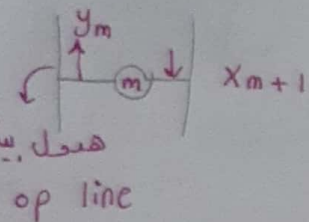
- Equilibrium data give relations between liquid and vapour compositions leaving a stage

$$x_n = f(y_n)$$

من x_n بحسب y_{n-1}
وهي y_{n-1} بحسب
 x_{n-1} وهكذا.

لبي خارجيات من أي
equi. بين stage

بال liq كما نزلت
من الهدد $m+1$
فوق m حث



Calculation Procedure:

- Use column balances to calculate D, B, L and $V, \bar{L}, \bar{V}$ → overall balance
 (Note: $\bar{L} = L + F$ is also shown)

$$D = F \left(\frac{Z_F - X_B}{X_D - X_B} \right)$$

$$L = L_R = R D$$

$$\bar{L} = L + F$$

$$B = (F - D) \quad \text{or} \quad B = D \left(\frac{Z_F - X_D}{X_B - Z_F} \right)$$

$$V = D(R + 1)$$

$$\bar{V} = V$$

- Starting with top specification, find y_{up} from operating line

$$y_{up} = \frac{L}{V} x_{up+1} + \frac{D}{V} x_D$$

$$x_{up+1} = y_{up}$$

$$x_{up+1} = x_D$$

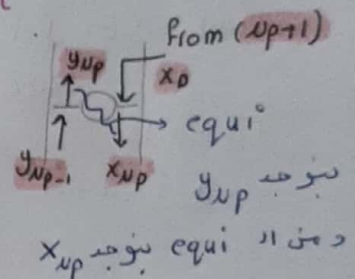
بعض قيم مختلفة
 لكن نفس ال comp
 لأنه ال vap
 بنقطة ويرجع ال liq

ببغية نفس الخطوات
 ال stages ال تحت N_p
 لنوصل لمرحلة معينة

- Find x_{up} from equi data

$$x_{up} = f(y_{up})$$

إذا ال range
 قراب ممكن نستخدم
 ال thermo أو إذا
 عنا curve بنقر من ال
 أو نفضل Pitting ونطلع معادلة
 الهم هنا مؤقته نطلع x_{up} من y_{up}



- Repeat for stage $N_p - 1$

$$n = N_p \rightarrow y_{up-1} = \frac{L}{V} x_{up} + \frac{D}{V} x_D$$

$$x_{up-1} = f(y_{up-1})$$

وبفضل مستقرين
 هيك

- Repeat for stages below until x_n calculated is nearly the same as x_F

For sat'd liq feed $x_F < Z_F$ (less more volatile comp.)
 ال top خلص وبدأ
 شغل ال section الثاني

- Change operating line, and starting with $m = F - 1$

$$x_{m+1} = x_F$$

$$y_{m+1} = \frac{L}{V} x_F - \frac{x_B B}{V}$$

- Find x_{F-1} from equi data

$$x_{F-1} = f(y_{F-1})$$

- Repeat for stages below until x_m calculated is nearly the same as x_B or x_w

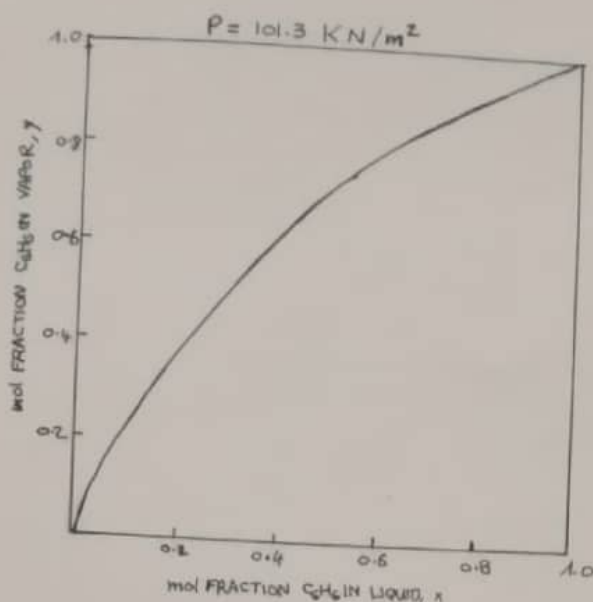
$$x_m = f(y_m)$$

- Stop

stage
 فوق ال feed ومع
 تحت ال feed ومع ال
 الهم هنا مؤقته نطلع
 الهم هنا مؤقته نطلع
 الهم هنا مؤقته نطلع

Calculation of number of theoretical plates :- Lewis-Sorel method

Eqm. data:-



operating conditions:-

Feed : binary mixture of benzene (40 mol%) + Toluene, at boiling point

Distillate: 90% benzene at bubble point (liquid) from total condenser

Bottom product: not more than 10% benzene

Reflux Ratio : $R = 3$

Solution: - Basis 100 kg-mole of feed

- Determine D and W from MB.

$W = 62.5 \text{ kmol} ; D = 37.5 \text{ kmol}$

- $L_n = 3 \times 37.5 = 112.5 \text{ kmol} ; G = 150 \text{ kmol} ; L_m = 100 + 112.5 = 212.5 \text{ kmol}$

- Operating lines

rectifying section : $y_{n+1} = 0.75 x_n + 0.225$

stripping section : $y_{m+1} = 1.415 x_m - 0.042$

Equilibrium compositions On theoretical stages

RECTIFICATION (Top)		STRIPPING (Bottom)	
y_n	x_n	y_m	x_m
1	0.9		
2	0.818		
3	0.708		
4	0.594		
5		0.498	0.298
6		0.379	0.208
7		0.252	0.126
8		0.127	0.048
9			

* Example :-

معطيات equi curve
Feed ومعلومات عن ال
Bottom وال distillate وال
و مطالب عدد ال stages

procedure بنفسه على ال
و بحسب L_n, V, B, D
 L_m
على القوانين يلي حكينا عنها

* بدنا نوجد عدد ال stage
مرة لـ top و مرة لـ Bottom
لـ top بنوقف لما نوصل
لـ X_n أقل من ال Feed
يلي هو 40%
وال Bottom بنوقف لما نوصل لـ
 X_m 10% أو أقل .

نحط معادلات

ال
of line
لـ top
وال Bottom $\rightarrow \frac{L_n}{V}$

$$[1] y_{n+1} = 0.75 X_n + 0.225 \rightarrow \frac{D}{V} X_D$$

$$[2] y_{m+1} = 1.41 X_m + 0.042 \rightarrow \frac{L_m}{V}$$

y_n X_n
هنا معطاة
من ال سوال
عند ال
 $0.9 \rightarrow 0.79 \rightarrow X_n = f(y_n) \rightarrow y_n$ بغرف
 X_n فنطلع
من ال
equi curve
يلي بالسؤال
 $0.818 \rightarrow 0.644$
عرقنا X_n
بنفهمها بمعادلة
ال operating
line
 $y_{n+1} = 0.818$
بعدين نرجع كان
مرة equi
وهكذا لنوصل لـ
 X_n أقل من ال
Feed comp عندها بنوقف
و نبروح لـ Bottom
و بفعل نفس الخطوات

* أول y_m مرتبطة بـ X_n
الأخيرة يلي هي 0.382
من ال operating

بنطلع أول y_m
بعدين بنعمل زي
الخطوات لـ top
و بنوقف لما X_m أقل
من ال 10%
أقل أو يساوي

$$[\alpha_{av} = 2.375]$$



هنا آخر X_m على الأقلب
(Re boiler)

* البترول هو عبارة عن مركبات مكونة من الكربون
 هيدروجين عدد ذرات الكربون شكلها ج بعض هاد ببطنا
 أنواع مختلفة من البترول ، عنا بترول هفيف زي بحر السفال
 وبترول هفيل زي البترول الهوائي والسعودي يكون مليون
 . sulfur

n only be approximated:

➤ At any instant, the vapor leaving the still pot is assumed to be in equilibrium with the liquid in the pot (residue) $\rightarrow y_D$ in equilibrium with x_W .

ما يقدر على ان يحوّل
equi (عند لحظة معينة)

Material Balances:

Binary Mixtures:

General: Rate of material = Rate of Material - Rate of Material
Accumulation IN OUT

ما فيه IN
و سترنا عليه
D: distillate flow rate mole/hr
(out)

$$\text{Total: } \frac{dW}{dt} = 0 - D$$

معدل تغيرنا مع الزمن (accumulation)
معدل تغيرنا مع الزمن
 $dW = -Ddt$

Component (mvc):
معدل تغيرنا مع الزمن
معدل تغيرنا مع الزمن
 $\frac{dx_W \cdot W}{dt} = 0 - x_D D \rightarrow dx_W \cdot W = -x_D Ddt$

$x_D = y_D$
لأنه نفس
يخرج عننا بنفس

قد يش
يخرج D بفترة زمنية
معدنية قد يش بهير محتوي
اد pot

نفسها
dW (من المعادلة
اد total)

Substitute: $dx_W \cdot W = y_D \cdot dW$
Differentiate: $x_W dW + W dx_W = y_D \cdot dW$
Rearrange: $W dx_W = y_D \cdot dW - x_W dW$

$\int_{W_0=F}^W \frac{dW}{W} = \int_{x_{W0}=Z_F}^{x_W} \frac{dx_W}{(y_D - x_W)}$ Differential Mass Balance Equation
[Rayleigh Equation]

معدل التغير نسبة
الى
(dimension less)

W_0 : moles of charge of composition $x_{W0} = Z_F$
المادة ما شحنا وعا
التقيل (Feed)
 W : moles of residue of composition x_W
المبقي
قد يش حار بعد
فترة معدنية

Reverse limits and integrate:

$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_{W0}=Z_F} \frac{dx_W}{(y_D - x_W)}$

In order to integrate the right hand side, the equilibrium relation between y_D and x_W must be known.

الحالات

The following cases are considered:

1] Constant equilibrium constant (close boiling mixtures)

$y = kx$; $k > 1$

$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{k-1} \ln \frac{Z_F}{x_W}$

خط مستقيم
اد K ثابتة وأكبر من 1
عشان بدش يكون الكمام
الب أو صغر
اذا $k > 1$ يكون اختياري
لا MVC طافي



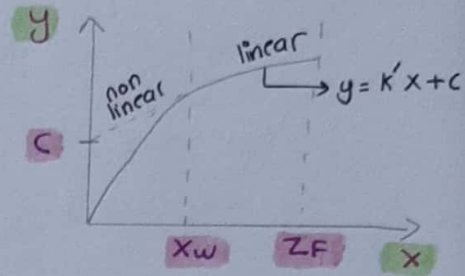
إذا التغيرات مش كثيرة
بأخذ ave

If k varies slightly with composition, an average value can be used in the concentration range.

- Local equilibrium constant: $y = k'x + c$
 $\hookrightarrow$ intercept
 $\hookrightarrow$ slope $\leftarrow$ بوجود k و c وبغضون الكعارة
 وبتكامل

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{k' - 1} \ln \left(\frac{Z_F(k' - 1) + c}{x_W(k' - 1) + c} \right)$$

له هاي نفس المعادلة اي قبل
بس هناك c كانت 0



2] Use of average relative volatility:

له مواد متشابهات
أو التغير بينهم موكثر وال
 $\alpha > 1$

$$y_D = \frac{\alpha x_W}{1 + x_W(\alpha - 1)} \quad \alpha > 1 \rightarrow \text{نقطتها الكعارة}$$

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{Z_F} \frac{dx_W}{x_W \left(\frac{\alpha}{1 + x_W(\alpha - 1)} - 1 \right)}$$

تكامل

بدينا بفعالها
إعادة ترتيب المعادلة على
صورة أبسط

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \left[\frac{Z_F(1 - x_W)}{x_W(1 - Z_F)} \right] + \ln \left[\frac{(1 - x_W)}{(1 - Z_F)} \right]$$

This equation can be rearranged to give:

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\ln \left(\frac{Z_F}{x_W} \right) + \ln \left(\frac{(1 - x_W)}{(1 - Z_F)} \right) + (\alpha - 1) \ln \left(\frac{(1 - x_W)}{(1 - Z_F)} \right) \right] \rightarrow \alpha \ln \left(\frac{(1 - x_W)}{(1 - Z_F)} \right) - \frac{\ln \left(\frac{(1 - x_W)}{(1 - Z_F)} \right)}{(\alpha - 1)}$$

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\ln \left(\frac{Z_F}{x_W} \right) + \alpha \ln \left(\frac{(1 - x_W)}{(1 - Z_F)} \right) \right]$$

ونوصل لهاي الصورة

$$(\alpha - 1) \ln \frac{F}{W} = \ln \left(\frac{Z_F}{x_W} \right) + \alpha \ln \left(\frac{(1 - x_W)}{(1 - Z_F)} \right)$$

$$\ln \left(\frac{F Z_F}{W x_W} \right) = \alpha \ln \frac{F(1 - Z_F)}{W(1 - x_W)}$$

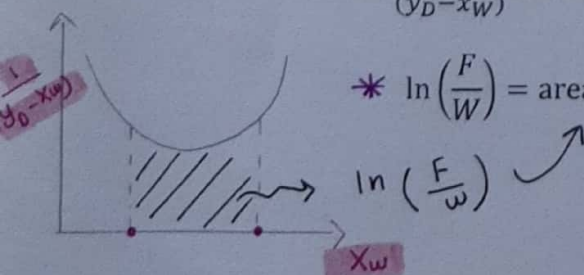
$$\ln \left(\frac{F Z_F}{W x_W} \right)_{mvc} = \alpha \ln \left(\frac{F Z_F}{W x_W} \right)_{lvc}$$

$$Z_F = 1 - Z_F(mvc)$$

$$x_W = 1 - x_W(mvc)$$

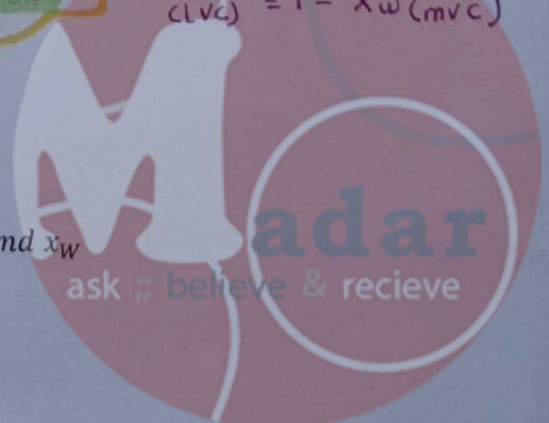
3] Graphical Integration:

Plot $\frac{1}{(y_D - x_W)}$ vs x_W



$$\ln \left(\frac{F}{W} \right) = \text{area under the curve between } Z_F \text{ and } x_W$$

$$\ln \left(\frac{F}{W} \right)$$



Multicomponent Mixtures (ideal solutions):

The equations used for binary mixtures can be used for each component in the mixture:

For any component i with reference component j :

$$\ln \left(\frac{F Z_{i,F}}{W x_{i,W}} \right) = \alpha_{i,j} \ln \left(\frac{F Z_{j,F}}{W x_{j,W}} \right)$$

$$\sum_{i=1}^c x_{i,W} = 1$$

تقسیم یابی جلی بس
هون بنوخه
ref. comp (j)
مش (m.v.c)

Average composition:

- لے بنشوف
خلال خترة
زمانه من t_1
ل t_2 حدیش
بطلح ave.
- > The total amount of vapor (distillate) is not in equilibrium with the residue
 - > Overall vapor composition (composed distillate composition, average composition) is obtained from material balance as follows:

$$F Z_{i,F} = D (y_{i,D})_{Average} + W x_{i,W}$$

$$D = F - W$$

$$F Z_{i,F} = (F - W) (y_{i,D})_{Average} + W x_{i,W}$$

$$(y_{i,D})_{Average} = \frac{F Z_{i,F} - W x_{i,W}}{(F - W)}$$

لراح یادی مجموع ار
ی مایع کله و مایکون equi
مح ار ۱۱۹

* بفعل material balance علی استری خروج
یشادی یی دخل مح ار feed



ABET: Ex. Comparison of Flash distillation and Differential distillation:

A liquid containing 50 mole% Benzene (A), 25 mole % Toluene (B) and 25 mole % O-Xylene.

- The liquid is flash vaporized at 1 atm and 100°C. What is the fraction vaporized (ψ) ? And what is the vapor composition?
- Under the same pressure and with the same (ψ), the liquid is to be differentially distilled. Calculate the distillate and residue compositions.

Component	$Z_{i,F}$	$P_{\text{mmHg at } 100^\circ\text{C}}$	Flash $\psi=0.325$		Differential distillation		
			$y_{i,D}$	$x_{i,W}$	α (100°C)	$(y_{i,D})_{\text{Ave}}$	$x_{i,W}$
A	0.50	1370	0.715	0.397	2.49	0.748	0.381
B	0.25	550	0.198	0.274	1.00	0.181	0.283
C	0.25	220	0.087	0.329	0.364	0.071	0.336
	Σ		1.000	1.000	Σ	1.000	1.000

Basis: $F=100$ moles $\rightarrow D=32.5$ moles and $W=67.5$ moles

For A: $\ln\left(\frac{100 \cdot 0.5}{67.5 \cdot x_{A,W}}\right) = 2.49 \ln\left(\frac{100 \cdot 0.25}{67.5 \cdot x_{B,W}}\right)$

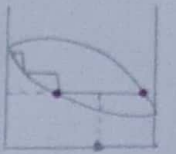
For C: $\ln\left(\frac{100 \cdot 0.25}{67.5 \cdot x_{C,W}}\right) = 0.364 \ln\left(\frac{100 \cdot 0.25}{67.5 \cdot x_{B,W}}\right)$

$$x_{A,W} + x_{B,W} + x_{C,W} = 1.000$$

Solve Simultaneously.

بمثل جدول
المعادلات
مع بعض
ويعتبر قيم
ال $x_{i,W}$ ومنهم
يقومون بالقانون في
بالسلايد لكي قبل ويعتبر
($y_{i,D}$)_{ave}





لو جينا liq وسخناه راح يعطينا 2 phases عند الاتزان بنسوف ان vap لي
 ملح اذا pure بشكل كافي ، اذا مش عاجبنا بناخد ان liq لي ملح وبنسخنه كمان
 مرة وهكذا بروج يطلع كمان liq و vap (كل مرة بنزغ وبنسخن عبارة عن 1 stage
 وهاد بنسفيه Fractionation cont. لانه مستقر ، كل همدول ان stage نخظم ب container
 واحد cylinder عاليه فيها مواجز تقجز ان liq تجفح عليها ويعبر ان vap بطريقة معينة وهكذا

Continuous Fractionation (Rectification):

Fractionation Process:

There are three methods used in distillation, each offering a varying degree of separation:

- 1 - Flash or equilibrium distillation
- 2 - Differential distillation
- 3 - Continuous Fractionation

* Fractionation is the most important as it offers a greater degree of separation. It is the most widely used unit operation process in the chemical industry. It is a multistage counter-current operation, where the liquid flows counter current to vapor with the feed introduced at some intermediate point. Some of the vapor is condensed (mainly lvc) and some of the liquid is vaporized (mainly mvc). This partial condensation and vaporization continuously enriches the vapor phase with the mvc, with the net result of a better separation.

* The operation takes place in a vertical cylindrical pressure vessel (called distillation column or tower, or a fractionator), divided into compartments by a series of perforated plates which permit the upward flow of vapor. The fractionator consists of two main sections:

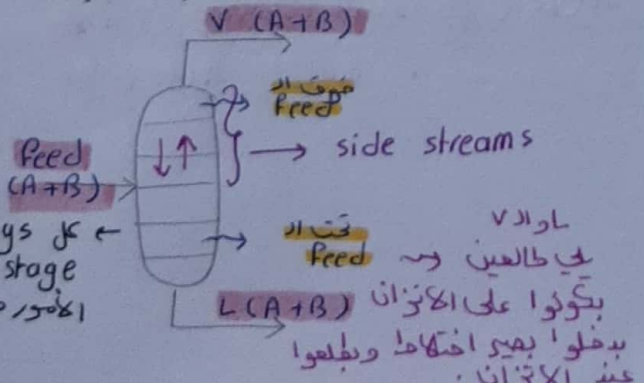
- 1 - Top section above the feed point called absorption, enriching, or rectifying section
- 2 - Bottom section below the feed point called exhausting or stripping section.

The feed is introduced continuously into the fractionator where it is eventually split into two products. One removed from the top of the column richer than the feed in the mvc (called distillate, top product, overheads product, or light product); the other product withdrawn from the bottom of the column weaker in the mvc (called bottom product, waste, residue or heavy product). The purities of the products depend on the liquid/gas ratio and the number of stages.

In some cases, multiple feeds and side streams are available. Some distillation columns consist of the top section only and they are called rectification columns.

Vapors rising from the top are totally (or partially) condensed in a condenser and some of the liquid is returned to the top of the column. This liquid is called reflux. The ratio of reflux to distillate is called reflux ratio or sometimes external ratio.

The liquid at the bottom is either heated by a coil placed at the base of the column or by an external reboiler; the more volatile material returns as vapor to the column. Inside the tower liquids and vapors are always at their bubble points and dew points respectively. Their flow rates are not constant along the column.



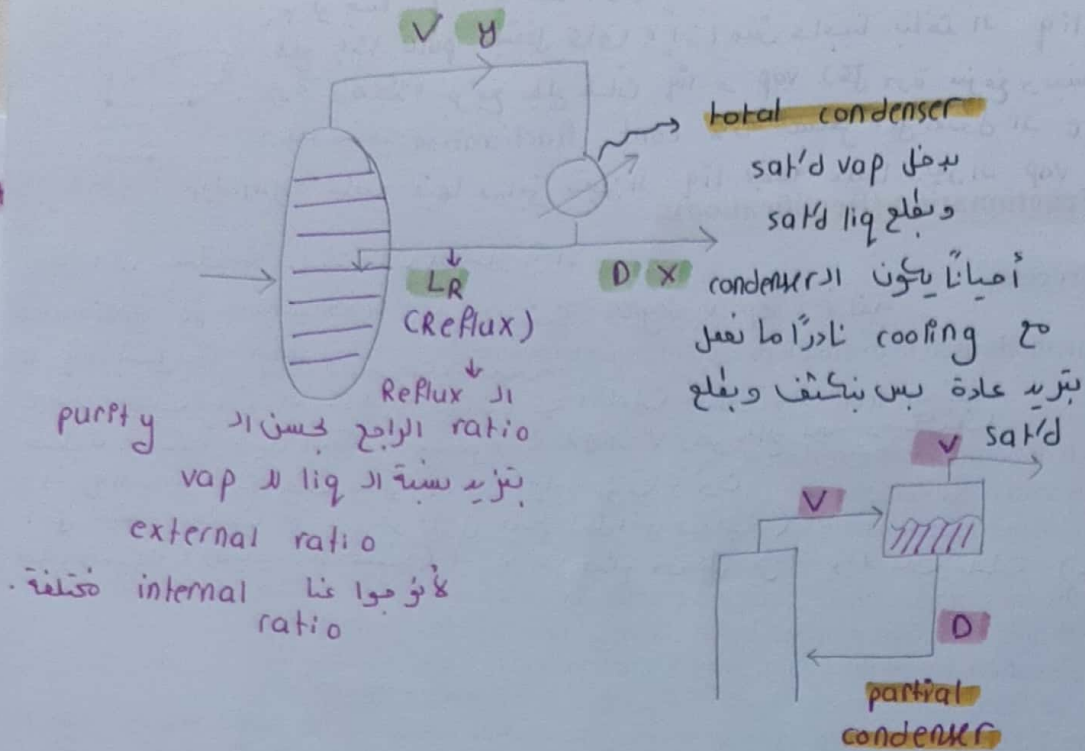
* معلومة :-
 اول وحدة تقطير في المصفاة بنسفيها crude distillation unit
 ينتج منها غاز الميثان و اسضاء ثابينة زي
 البترول والكبريت ، مسبقهم كتر اوج هاذينة
 شوي receive مش من اول ، بلع فقطر ينتج
 كل شوي ، كذا لزننا لحت عدد مرات انكربون
 اقل ان fuel الثقيل يتبعه من اسفل ان column

القطر الجزي
 كل مرحلة بناخذ
 جزء معين

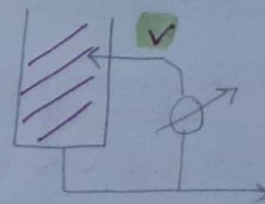
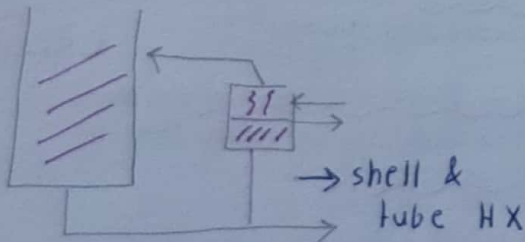
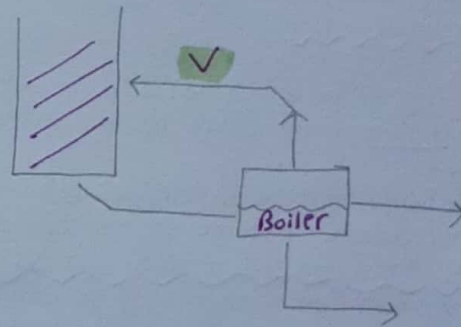
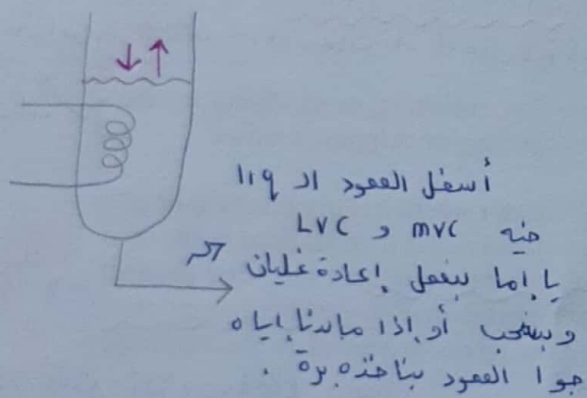
مكوناته من ان
 light comp.
 داخل ان column
 عنا ل و V
 ratio بينهم
 جوا ان column
 وعد ان stages
 بلصوا حور في
 تحدي ان purity
 معني نومول
 purity 99%
 بس 100% sep
 8

مش جزوي يكون
 الهم نفس ان
 diameter عادة يلي تحت
 اكبر ، بس عايز ان design
 اذا الغورقات باد ك مش كبير كبيرة
 بنظيره
 عله نفس ان ك

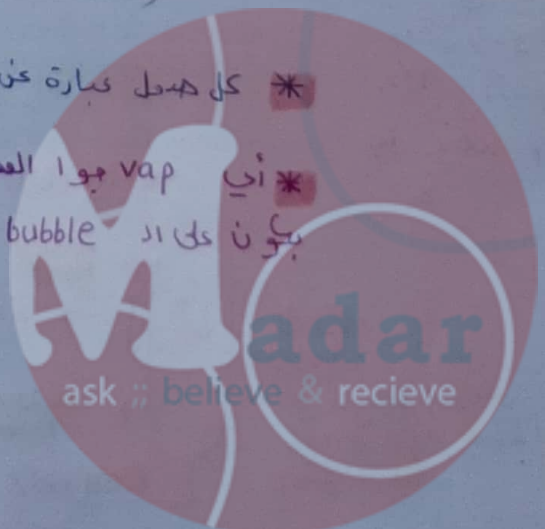
أضعف باد
 mvc
 ممكن يكون داخل اكثر من Feed ومشي
 شرط يكون بس ل و V ممكن يكون عنا
 side streams
 (نواجز الجاذبية)



Reboiler :- (إعادة الغليان)



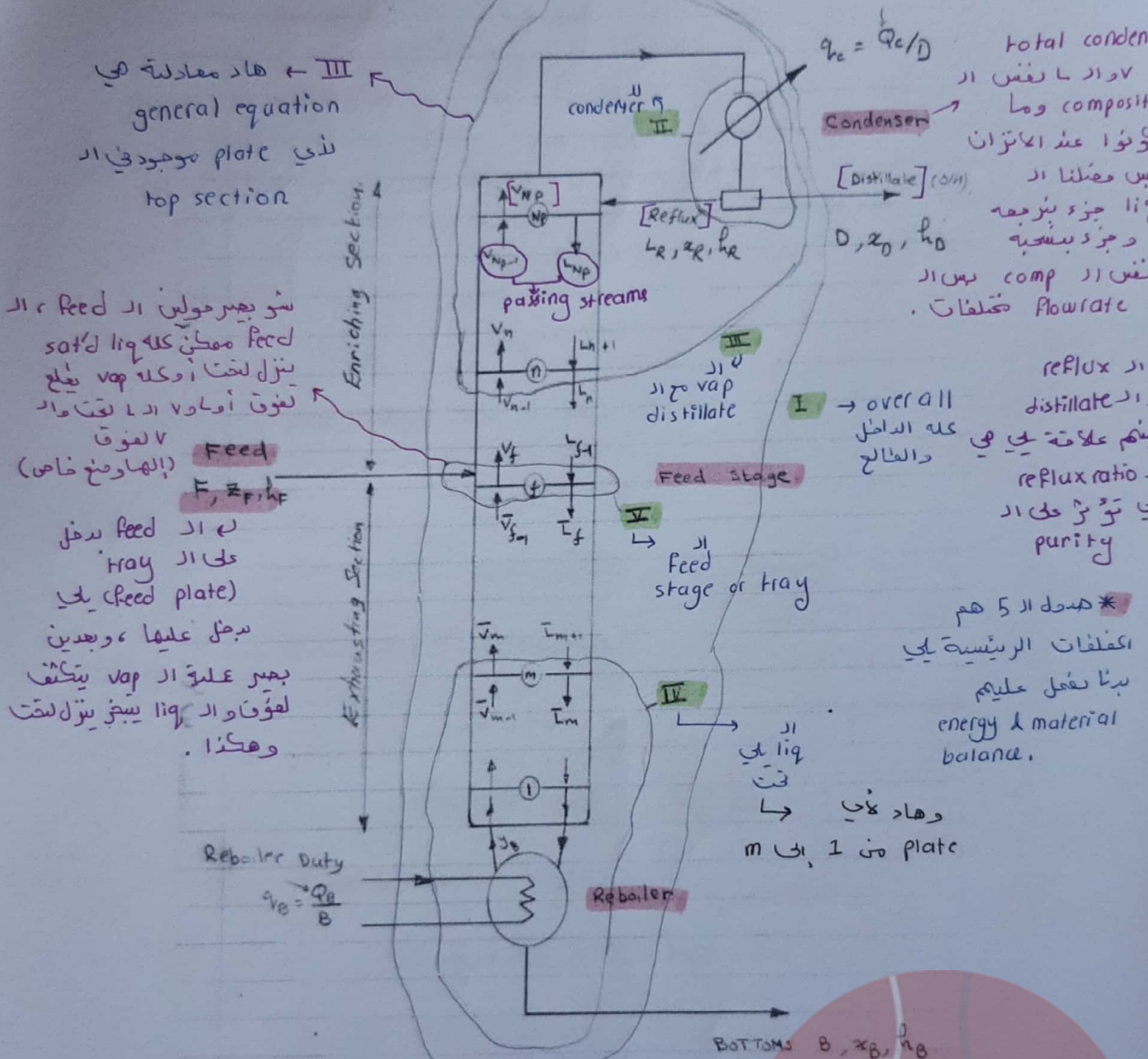
* كل حقل عبارة عن HX
* أي vap جوا العمود يكون على الـ dew بقعه وأي liq يكون على الـ bubble .



passing streams
 operating line

* هو عبارة عن cylindrical أو vertical (pressure vessel) أي يشغل كت الضغط هيك يسمى .
 * وتسمى trays من تحت لفوف top و m و bottom

Material and Energy Balances



III ← هاد معادلة هي
 general equation
 لأي plate موجود في
 top section

شوي بيرمولين ال Feed
 feed ممكن كله sat'd liq
 ينزل تحت أو كله vap يطلع
 لفوف أو واد ال وقت واد
 ال فوق
 Feed
 F, Z_F, h_F
 (إلهافغ خاص)

ل ال Feed يدخل
 على ال tray
 (feed plate)
 يدخل عليها ، وبعدين
 بير علو ال vap يتكثف
 لفوف واد liq يسير ينزل تحت
 وهكذا .

condenser duty
 $q_c = Q_c/D$
 total conden
 واد ال نفس ال
 composi
 واد ال عند الاتزان
 بين فصلنا ال
 liq جزء بترجعه
 و جزء بترجعه
 نفس ال comp نفس ال
 Flowrate مختلفات .

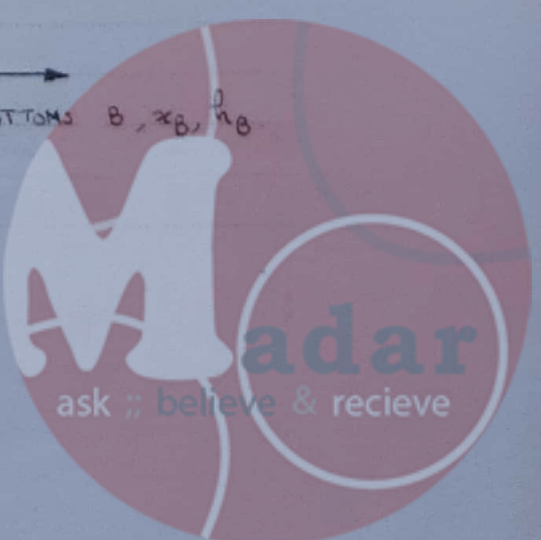
reflux ال
 distillate ال
 I → overall
 على الداخل
 والمالح
 reflux ratio
 ال توتر على ال
 purity

* حدود ال 5 هم
 المكلفات الرئيسية لي
 بيتا بفعل عليهم
 energy & material
 balance.

ال liq
 قات
 واد لاني
 plate من 1 الى m

بنتامل مع ال
 single stage
 * partial condenser
 * partial Reboiler

considered as a stage
 considered as a stage.



* اد trays بنزقم
من تحت لغوف .

Material Balances:

Envelope I :

$$\text{Feed} \leftarrow F = D + B \rightarrow \text{Bottom}$$

distillate

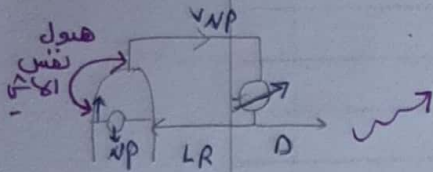
Envelope II :

← جولين اد
condenser

$$V_{Np} = L_R + D$$

اد stage الاخير

let $R = \frac{L_R}{D} = \text{reflux ratio.}$



$$V_{Np} = RD + D$$

$$V_{Np} = D(R+1)$$

Envelope III : (Down to stage n)

$$V_{n-1} = L_n + D$$

العزق بين اي 2 packing streams يكون const

$$V_{n-1} - L_n = D$$

[net flow: const] 3b
net flow of vap on Top

Envelope IV : (up to stage m).

$$\bar{L}_{m+1} = \bar{V}_m + B$$

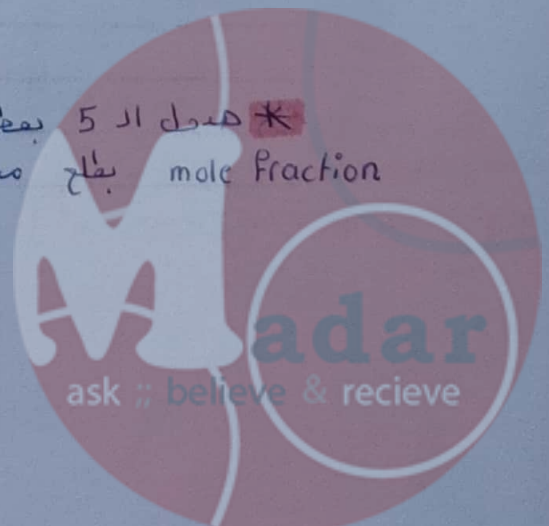
$$\bar{L}_{m+1} - \bar{V}_m = B$$

[net flow: const] 4a
net flow of liq down

Envelope V : (Feed stage)

$$F + L_{f+1} + \bar{V}_{f-1} = V_f + \bar{L}_f$$

* جدول اد 5 بمطونا معادلات ال totals ، تقسم بجزئهم بال
mole fraction بطاح معنا ال comp. balance



Component Balances: (For any component)

Envelope I

$$Z_F \cdot F = x_D \cdot D + x_B \cdot B$$

$$x_D = \frac{Z_F \cdot F - x_B \cdot B}{F - B}$$

$$x_B = \frac{Z_F \cdot F - x_D \cdot D}{F - D}$$

Enriching Section (Envelope III)

net flow comp لا

comp of distillate

[D x_D = net flow]

$$y_{n+1} \cdot V_{n+1} = x_n \cdot L_n + D \cdot x_D$$

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} \cdot x_n + \frac{D \cdot x_D}{V_{n+1}}$$

op. line for enriching section

إعادة ترتيب بتطلع معادلة
operating line
لي هي بتكون بين ال
streams (y_{n+1} & x_n)

Stripping Section (Envelope IV)

له وهون علنا نفس الاشئ

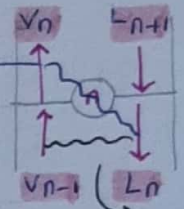
$$z_{m+1} \cdot \bar{L}_{m+1} = y_m \cdot \bar{V}_m + x_B \cdot B$$

$$y_m = \frac{\bar{L}_{m+1}}{\bar{V}_m} \cdot z_{m+1} - \frac{B}{\bar{V}_m} \cdot x_B$$

* قطع علنا 2 op line
واحد لا top وواحد لا bottom

ههول بينهم op line
ومعهم بتخسب ال
passing streams لا

ههول بينهم equi
(مخرجين من ال stage) دخلوا
اختلطوا وطلعوا عند الاتزان
على نفس الحرارة والضغط



* بين كل stream والثاني في op line
(حسبنا ممكن يكون علنا اكثر من stream و feed و side streams)
لأن الاحوال مختلفة (L & V) كميات المواد لهيك
علنا اكثر من op line

يعني لو فرضنا هاد
جدا مستقيم $\frac{\bar{L}_{m+1}}{\bar{V}_m}$ متغيرات

Enthalpy Balances: (calculation of Q_c, Q_B)

الواجب أو duty →
الحمل المطلوب من ال

condenser Q_c
reboiler Q_B

specific enthalpy

$$V_{NP} \cdot h_{VNP} = Q_c + L_R \cdot h_R + D \cdot h_D$$

h_R & h_D
مساويات

$$Q_c = V_{NP} \cdot h_{VNP} - D(R \cdot h_R + h_D)$$

معاني تكون $\frac{Q_c}{D}$
per unit ← D
distillate

$$Q_c = D[(R+1) \cdot h_{VNP} - (R \cdot h_R + h_D)]$$

هادي تجر عن عيها
Rate of cooling water

$$\dot{m} = \frac{Q_c}{C_p \Delta T}$$

اذا بدنا
تستخدم هي
للتنريد

* اذا زدت ال
Reflux ratio بتزيد ال
cond duty

$\frac{Q_B}{B}$
per unit
Bottom product
or waste product

$\Delta T = T_{out} - T_{in}$
[T_{in} = 20-25°C]

adar
ask :: believe & recieve

له من شافصلت
يعني ههول الا شين
الهم نفس الجواحي
الاختلاف بينهم في
الكميات

Envelope I:

$$F \cdot h_F + Q_B = D \cdot h_D + B \cdot h_B + Q_C + Q_L$$

losses

negligible if well insulated [Total losses]

column

reboiler

لا

$$Q_B = D(h_D + \frac{Q_E}{\theta}) + B \cdot h_B - F \cdot h_F + Q_L$$

عادة بنحسبها بعد ما نفرض Q_C

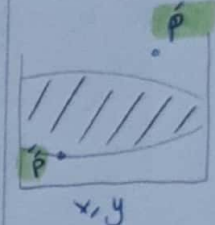
كان متداول ما حيزه
مقدار ان بنقدر نجبر
 $Q_L = 0$

Envelope III

$$V_{n+1} \cdot h_{V,n+1} - L_n \cdot h_{L,n} = D \left(\frac{Q_E}{\theta} + h_D \right) = \Delta D \quad (P')$$

$$= D(q_E + h_D)$$

= net flow



Envelope IV:

$$\bar{L}_{m+1} \cdot h_{\bar{L},m+1} - \bar{V}_m \cdot h_{\bar{V},m} = B(h_B - \frac{Q_B}{\theta}) = \Delta w \quad (P'')$$

$$= B(h_B - q_B)$$

= net flow

* The above relations together with equilibrium relations give the necessary equations for the design of distillation columns.

هون بنجكي عن
chemical eng. design

At the end of design calculations, one hopes to have

عدد ال stages N_p

comp. $\bar{L}, L, \bar{V}, V, D, B, F$

Product flow rates, compositions

Operating conditions (T, P)

Q_C, Q_B

هناك بالنهاية راج نجد ولنا

mechanical design

diameter (حكيماصكي)

يكون مختلف بين ال top وال bottom

velocity (غنا سرعة معينة ما بصير

نقطاها) thick ال L، المسافة

بين كل tray والثانية نوع المعدن المستخدم

وهكذا...

ال P عادة ثابت، ال P يؤثر على α ال P يؤثر على α ال P يتغير عنان

ask believe & recieve

adar

Specifications:

Two types of problems may be encountered with any equipment, in this case a distillation column:

• Design Problem

• Simulation Problem

① **Design Problem:** Desired separation is set and column is designed that will achieve this separation

② **Simulation Problem:** Column is already built and the procedure should predict how much separation can be achieved for a given feed.

For both problems we usually specify:

- Column pressure, (sets equilibrium data)
- Feed composition
- Feed flow rate.
- Feed temperature and pressure (or enthalpy or quality – state of the feed L_f and V_f)
- Reflux temperature or enthalpy (usually saturated liquid) (Simulation Problem).

* Other variables which must be set for adequate specification.

For a binary system the most usual specifications and the resulting calculated variables are:

Specifications	Calculated variables
Design: - x_D, x_B (mvc) - R (L_R/D)	D, B, Q_c, Q_B, N_p , feed location. Column Diameter.
Simulation: - N_p, feed location - column diameter - Reboiler size (gives max vapor) and - x_D and x_B or - R, x_D (or x_B) or - x_D (or x_B), $V=V_{max}$	R, B, D, Q_c, Q_R Check $v < v_{max}$ x_B (or x_D), B, D, Q_c, Q_R Check $v < v_{max}$ R, x_B (or x_D), B, D, Q_c, Q_R Check $v < v_{max}$

لو عينا ١١٩ وسبب ١ - ١
 طرق تقريبية بتعطي اجوبة
 مبسطة ، خطوات بسيطة ، خطوات اكل
 بتكون سهلة ويمكن تستخدم الـ graphs

Two approaches may be used:

- Approximate: simple sequential, (adequate in many cases), graphs, simple algorithms
- Rigorous: requires detailed stage to stage calculations (simulation), handles all situations

بتعامل مع الكومبيوتر
 assumption كثيرة فمن تبسيطات كثيرة
 في كل حل ، الحل يكون من stage - stage (من one equi الثانية)
 بتأخذ وقت كثير في كل مضموناً اذا كنا iteration ، طرق تبسيط
 لكل اثنين Binary ، Multi بس اكل بدو وقت وجهد وسفل
 كثير .



Binary Rectification:

Approximate Methods:

* Simplifying assumptions:

1. **Constant molal overflows:** valid if (over range of temperature and Pressure):

- Molar heats of vaporization of both species of the binary system are equal
- Heats of mixing, stage heat losses and sensible heat changes of both liquid and vapour are negligible

This assumption indicates that every mole of condensing vapour vaporizes exactly ONE mole of liquid.

This means that on molal basis in each section of a column;

$$\frac{\text{Moles of Liquid}}{\text{Moles of Vapor}} = \text{constant} ; L_n = L, V_n = V \text{ and } \bar{L}_m = \bar{V}_m$$

This results in a straight line operating line for each section.

2. Distillation takes place at **constant pressure** (small variations of pressure inside the column)

Plate to plate calculations: Lewis-Sorel Method

Consider the following case for the distillation of a binary mixture:

Given Information:

$$F, \bar{Z}, x_D, x_B, R, P_{\text{Column}}$$

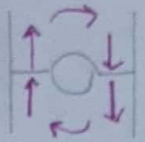
Feed, Distillate, Bottoms product and reflux are saturated liquids at their bubble points.

Required: Np and Feed location.

عدد ال stage

Feed على أي tray
بفضل (هنا المخلوط)

vap وهو طالع بخار طاقة
ويزد منه يتكثف وهاد الجزء كافي انه
ال liq بي هناك يسو 1mol من ال vap
وهيك بنحافظ على ال L و ال V يتو نو
constant.



ما يكون هنا
mixing
حرارة يا بناخذ طاقة
بدينا نغيرهم قليلا

يتكثف لولا
لأنهم تنقسم
استقبلنا مكي
2 of line

ال top و ال bottom
ما يكون هنا مستقيم
أسهل بس بدينا نقطتين
أر نقطة و stop
أر نقطة و intercept
إذا بدينا
graphical solution

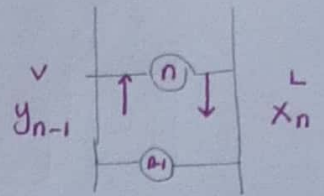
Feed يدخل sat'd liq على ال

bubble point بنجته ، أو يدخل mix

بس بغير ال flowrate ، اصنا هون راح ناخذ الحالة
لي يكون فيها sat'd liq ، لو كان subcooled
بيد يغير شوية خريطة جندل energy و بنجته
دستوف شو تاثيرها حتى يعمل ال bubble point

ask :: believe & recieve

Analysis:



← passing op line بينهم

- Operating lines give relations between vapour and liquid compositions of passing streams:

Rectifying Section:

$$y_{n-1} = \frac{L}{V} \cdot x_n + \frac{D}{V} \cdot x_D$$

net flow up

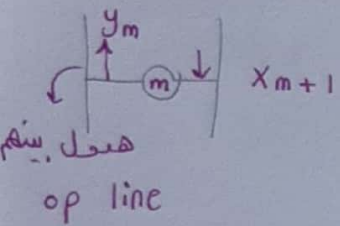
Stripping Section:

$$y_m = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} \cdot x_{m+1} - \frac{B}{\bar{V}} \cdot x_B$$

net flow down

← بال liq كلها تزلت
نقل العدد m+1
فوق و m تحت

- Equilibrium data give relations between liquid and vapour compositions leaving a stage

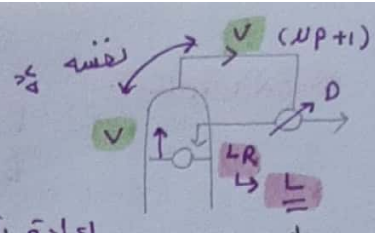
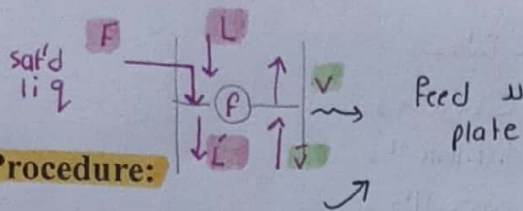


$$x_n = f(y_n)$$

لـ لي خارجات من اي
equi. بينهم stage

من x_n بحسب y_{n-1}
ومن y_{n-1} بحسب
x_{n-1} وهكذا.





Calculation Procedure:

- Use column balances to calculate D, B, L and $V, \bar{L}, \bar{V}$ → overall balance
جاي من ادر
condenser
وهي ثابتة

$$D = F \left(\frac{Z_F - X_B}{X_D - X_B} \right)$$

$$L = L_R = R D$$

$$\bar{L} = L + F$$

$$B = (F - D) \quad \text{or} \quad B = D \left(\frac{Z_F - X_D}{X_B - Z_F} \right)$$

$$V = D(R + 1)$$

$$\bar{V} = V$$

مستطاري لانه
يبي دخل كله liq
فمن vup بعدين
طاح كله vup

- Starting with top specification, find y_{Np+1} from operating line.....

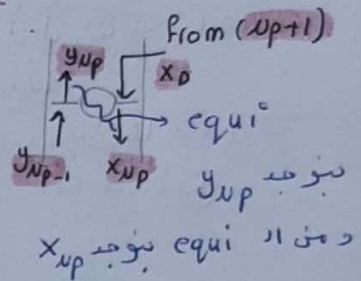
$$y_{Np+1} = \frac{L}{V} x_{Np+1} + \frac{D}{V} x_D$$

$$x_{Np+1} = y_{Np+1}$$

passing
نفس ادر
composition

$$x_{Np+1} = x_D$$

جاي من
stage



- Find x_{Np} from equi data.

$$x_{Np} = f(y_{Np})$$

اذا range
قرب ممكن نستخدم
او معادلات thermo
عنا curve بنقر ادر
او بفعل fitting
نطلع معادلة

- Repeat for stage $Np-1$

$$y_{Np-1} = \frac{L}{V} x_{Np-1} + \frac{D}{V} x_D$$

من x_{Np} نطلع
yup

$$x_{Np-1} = f(y_{Np-1})$$

- Repeat for stages below until x_N calculated is nearly the same as x_F

$$x_F = x_N$$

For sat'd liq feed $x_F < Z_F$ (less more volatile comp.)

- Change operating line....., and starting with $m = F - 1$

$$x_{m+1} = x_F$$

ال stage
بي تحت ادر
Feed

$$y_m = \frac{L}{V} x_F - \frac{x_B}{V}$$

- Find x_{F-1} from equi data.

$$x_{F-1} = f(y_{F-1})$$

- Repeat for stages below until x_m calculated is nearly the same as x_B or x_w

$$x_m = f(y_m)$$

- Stop

* بنعد كم
stage
فوق ادر
Feed ومع ادر
Feed
وهيك بنكون ادر
stages

* Example :-

معطينا equi curve
ومعلومات عن ال Feed
وال distillate وال Bottom
ومطالب عدد ال stages

procedure بنفسه على ال

والتسبب L_n, V, B, D

L_m

على القوايين لي حكيها عنها

stage بدنا نوجد عدد ال

مرة لا top ومرة لا Bottom

لا top بنوقف لما نوصل

لا X_n اقل من ال Feed

لي هو 40%

وال Bottom بنوقف لما نوصل

X_m 10% او اقل

نخط معادلات

ال

op line

لا top

وال Bottom

$\frac{L_n}{V}$

$$[1] y_{n+1} = 0.75 X_n + 0.225 \rightarrow \frac{D}{V} X_D$$

$$[2] y_{m+1} = 1.41 X_m + 0.042 \rightarrow \frac{L_m}{V}$$

y_n

x_n

هنا معطاة
من السؤال
عند x_p

0.9

0.79

$x_n = f(y_n)$

y_n بنعرف

x_n فنطلع

من ال equi

لي بالسؤال curve

0.818

0.644

x_n عرفنا

بنفونها بمادة

ال operating line
بنوجد

$y_{n+1} = 0.818$

بعدين نجمع كان
مرة equi

دهكذا نوصل

x_n اقل من ال

Feed comp عندها بنوقف

وبنروح لا Bottom

ونفعل نفس الخطوات

* اول y_m مرتبة باد x_n

الاخيرة لي هي 0.382

من ال operating

بنطلع اول y_m

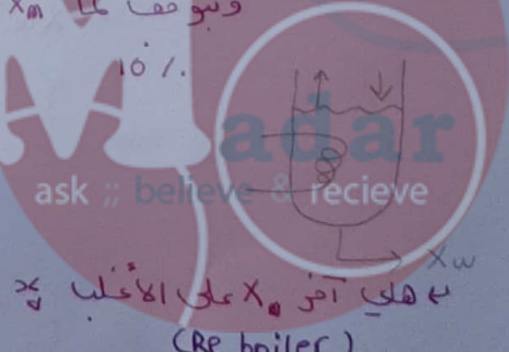
بعدين بنكمل زي

الخطوات لا top

ونوقف لما x_m اقل من ال

10%

$$[\alpha_{av} = 2.375]$$



هناي آخر x_m على الاغلب

(RE boiler)

* راج نكل جكي عن اد simple solutions

McCabe-Thiele Method: graphical plate to plate calculation

يفقوا لا Binary اذ اذا sys بنقرب
لا Binary

This method is based on:

① Assumption of constant molal overflow (CMO),
which results in straight line operating lines on molal basis.

في اد top و اد bottom
constant وينتج
straight line
op line.

② Constant column pressure [sets equilibrium data]
This makes it possible to use a y-x diagram for a graphical solution.

بنقتر نسبة لأن $\rightarrow$ const P
الغيرات جوا العمود مو كثر كبيرة
بالتالي ما بتأثر بشكل كبير على اد
equi data.

Operating lines:

Enriching section:

for stage n comp of L

$$y_{n-1} = \left(\frac{L}{V}\right) x_n + \left(\frac{D}{V}\right) x_D$$

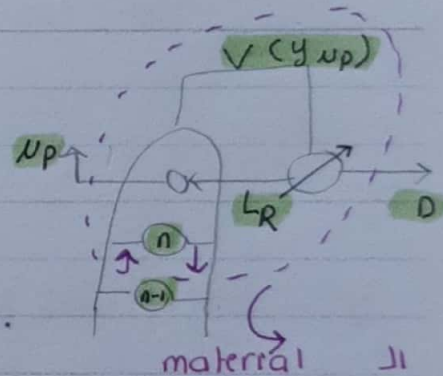
ratio بين L و V
top product comp.

vap في ماله في
stage n

$$V = D(R+1)$$

في تازلو واد V
top section

$$y_{n-1} = \frac{L}{D(R+1)} x_n + \frac{D}{D(R+1)} x_D$$



* اد vap واد

D واد LR
الم نفس اد

comp بس في
بصير عليه
تتغير

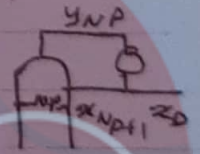
$$y_n = \frac{R}{R+1} x_{n+1} + \frac{1}{R+1} x_D$$

slope intercept

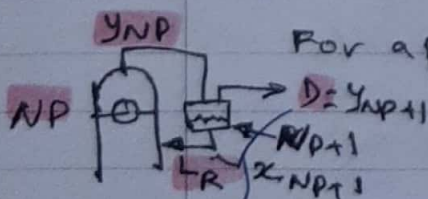
balance هون بقطيبي
القامة بين اد
passing streams

This line intersects the 45° line at $y_n = x_{n+1} = x_D$

For a total condenser: $y_{NP} = x_{NP+1} = x_D$



For a partial condenser: $y_{NP} \neq x_{NP+1} \neq x_D$



$$y_{NP} = \frac{L}{V} x_{NP+1} + \frac{D}{V} x_D$$

ask :: believe & receive

هذا الـ system
one equi stage
partial condenser
نستخدم لا
نفس معادلة اد
بالتالي ما بتأثر بشكل كبير على اد
equi data.

Exhausting Section:

→ لأن $\bar{V}$ لا يتغير

top مختلفات علمشان في

بينهم feed بغير او Flowrate

جوا او column واذا تغير

او Flowrate راج يتغير

او op line وشغلان ثابتة

$$y_m = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} \cdot x_{m+1} - \frac{B}{\bar{V}} \cdot x_B$$

slope intercept

This line intersects the 45° line at

$$y_m = x_{m+1} = x_B$$

Note: For a saturated liquid feed the two operating lines intersect at x_f .

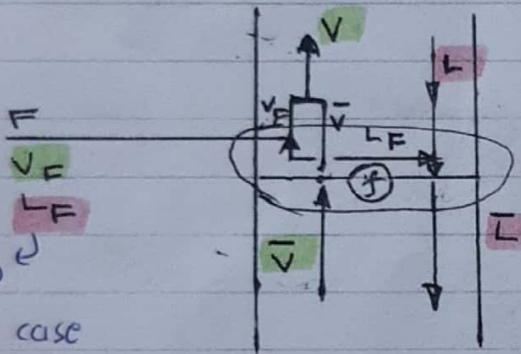
Feed line (q-line)

له برضو او feed

فيه مولي

material

balance



$$F + L + \bar{V} = V + \bar{L}$$

$$(\bar{V} - V) = (\bar{L} - L) - F$$

راح ناخذ الا general

case او V و L معي

يكون حالات ثابتة كله sat'd

او V

sat'd L

$$\textcircled{A} \quad \bar{L} = L + qF$$

↘ LF

q : fraction of feed which is liq.

$$\textcircled{B} \quad \bar{V} = V - (1-q)F$$

↘ VF ← بتعطينا كمية او vap لي داخله مع

او feed

stripping

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} \cdot x - \frac{B}{\bar{V}} \cdot x_B$$

Enriching

$$y = \frac{L}{V} \cdot x + \frac{D}{V} \cdot x_D$$

$$(\bar{V} - V)y = (\bar{L} - L)x - (Bx_B + Dx_D)$$

↘ overall balance

$$\textcircled{B} \rightarrow (\bar{V} - V) = (q - 1) \cdot F$$

$$\textcircled{A} \rightarrow (\bar{L} - L) = qF$$

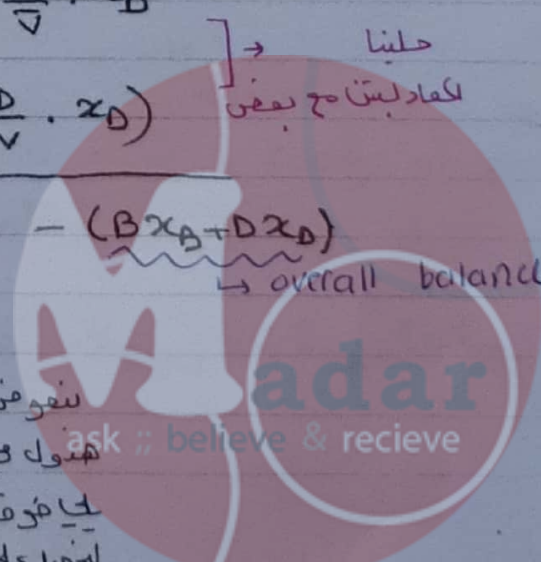
→ بنفون

هنو في المعادلة

لي فوق و بنعيد ترتيبها

لنحصل على او q-line

equation



$$* Bx_B + Dx_D = \underline{z_F \cdot F}$$

substitute:

$$(q-1)Fy = qFx - Fz_F$$

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{z_F}{(q-1)}$$

q-line equation

This line is the locus of the points of intersection of stripping and enriching operating lines

تقطة تقاطع

ال top و ال bottom

بشرك حركة تقطة

التقاطع بنسبتها

locus (مسار تقطة أو

خط معين)

$$\text{slope} = \frac{q}{q-1}$$

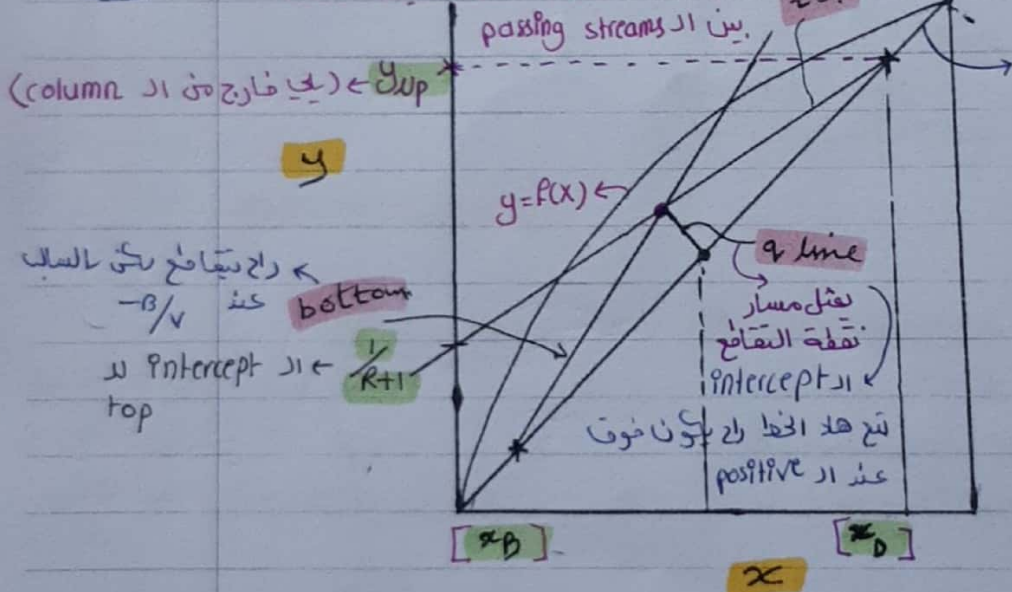
$$\text{intercept} = -\frac{z_F}{q-1}$$

and passes through

$$y = x = z_F$$

أي تقطة على هذا الخط تقطينا العلاقة بين ال passing streams

لي 3 معادلات
ال top و ال bottom
وخط ال q
بنقطتها عند تقطة



خط ال 45

$$x = y$$

هذا الخط بتقاطع

مع ال op و ال top line عند x_D

و ال Bottom عند x_B

* هلي الرسة اذا كان عنا

total condenser يتم تكثيف

من v sat'd الى q sat'd

ال comp و ال T و ال P ما بتغير

بس بتتزع ال heat of vap

(change of phase)

Thermal Condition of feed:

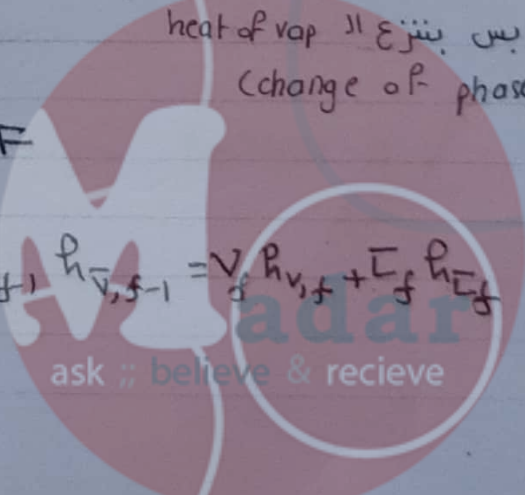
بكتينا ال feed شو نوية اذا sat'd

$$\text{From MB } (V-v) = (L-L) - F$$

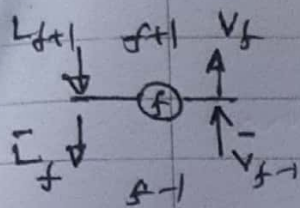
حولين ال feed

$$\text{Enthalpy: } Fh_F + L_{f+1}h_{L,f+1} + \bar{V}_{f+1}h_{V,f+1} = V_f h_{V,f} + L_f h_{L,f}$$

و لا subcooled او mix او superheated



Based on assumption of CMO



$$L_{f+1} = L; \quad \bar{L}_f = \bar{L}$$

$$V_f = V; \quad \bar{V}_{f+1} = \bar{V}$$

$$h_{V_f} = h_{\bar{V}_{f+1}}$$

$$h_{L_{f+1}} = h_{\bar{L}_f}$$

جای
در
ستاد
فید

$$\therefore F h_F + (\bar{V} - V) h_{V_f} = (\bar{L} - L) \cdot h_{\bar{L}_f}$$

Substitute for $(\bar{V} - V) = (\bar{L} - L) - F$.

$$\Rightarrow F h_F + (\bar{L} - L) \cdot h_{V_f} - F h_{V_f} = (\bar{L} - L) \cdot h_{\bar{L}_f}$$

$$(\bar{L} - L) (h_{V_f} - h_{\bar{L}_f}) = F (h_{V_f} - h_F)$$

$$\frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{h_{V_f} - h_F}{h_{V_f} - h_{\bar{L}_f}} = q \text{ of feed.}$$

$\xleftarrow{\text{Enthalpy to vaporize 1 mole}}$
 $\xrightarrow{\text{Latent heat of vaporisation.}}$

$\xleftarrow{\text{sat vap}}$ $\xrightarrow{\text{sat liq}}$

values of q :

q

Feed $\leftarrow q > 1$

cooled $\leftarrow q = 1$

sat'd $\leftarrow 0 < q < 1.0$
Liq

$q = 0$

$q < 0$

Feed Condition

cooled liquid

Saturated liquid

vapor + liquid.

Saturated vapor

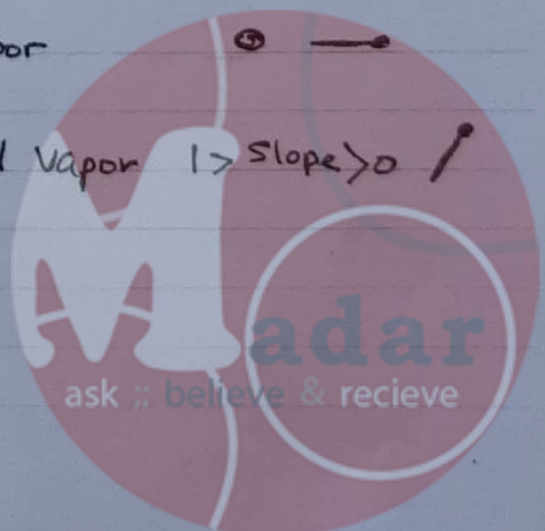
superheated vapor $1 > \text{slope} > 0$

Slope of q -line

> 1

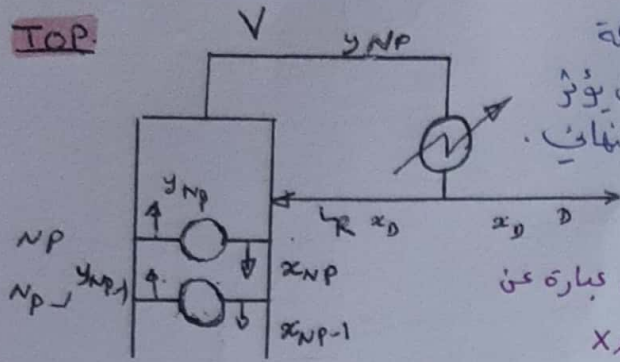
∞

< 1



Important portions in fractionation column:

Top.



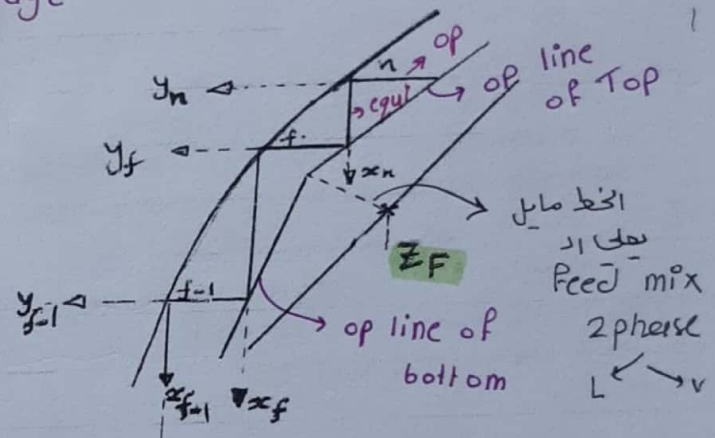
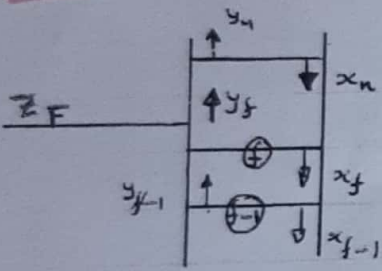
لازم يكون موازي أي موزنة بسيطة ممكن يؤثر على الجواب النهائي. تقاطعها مع الـ $equi$ عبارة عن x_{NP-1}

هاي النقطة هي حل الـ op line مع خط 45 الـ $(1,1)$

op line of Top section

* على درجة تقتر one stage لنقل لـ Feed stage

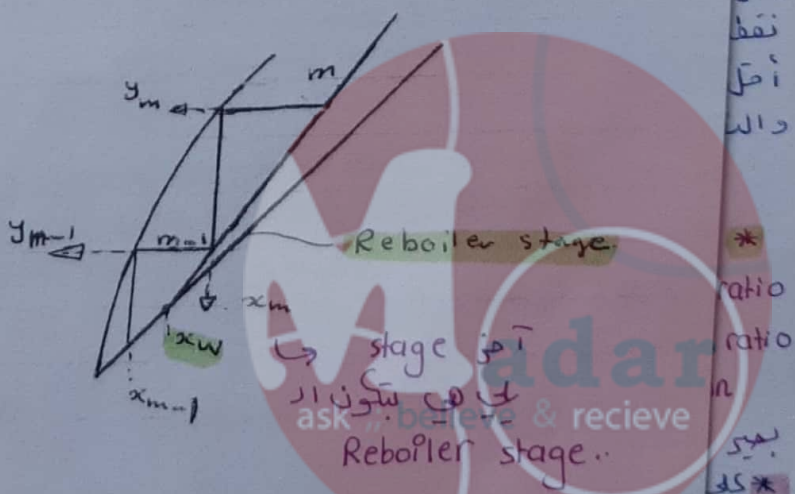
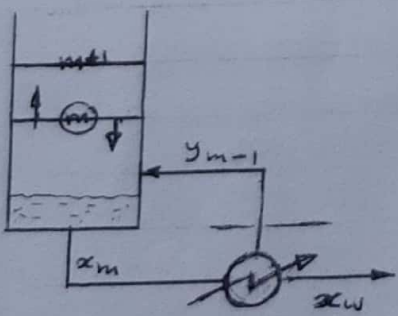
Feed.



* ينقل هيك لنوصل لـ Bottom

* وين يدخل الـ Feed على كثر احتمالات ، اصناح كني عن أفضل مكان

Reboiler and bottom stage:



* النقطة K هي في الرصة الثانية تقاطع op line مع ad equi على ad top
 و R تقاطع stripping section مع ad op line بين K و R يدخل ad feed
 بنسبي هطول التقطيق pinch points كما توصل بهاي النقطة يطل عنا sep

Feed Tray Location

Optimum feed point and least number of trays:

- The stepwise construction must change operating lines at the tray where the feed is introduced
 - Stepping on operating lines could be continued until as near as possible to pinch points (K and R) then a change of operating lines must be made
 - Feed may be introduced between points K and R. However, the optimum feed point corresponding to the least number of trays will be obtained if the change of operating lines is made as soon as the point of intersection is passed.
- ← على ad tray
 يلي يدخل ad feed
 يغير ad op line
- مجرد ما نتعدى نقطة التقاطع يغير ad op line
- * بين K و R راج يكون عنا حالات حدية وحدة منهم

Limiting Operating conditions:

Minimum number of stages:

- The larger the area between the equilibrium curve and the operating lines, the lower the number of theoretical trays required for a given separation
 - The largest area will be at a condition termed total reflux corresponding to:
- ← كلما كانت area بين ad op و ad equi أكبر يكون ad sep أسهل لأن ك عالية

$$L=V$$

$$D=0$$

$$B=0$$

$$R=\infty$$

$$\frac{x_D}{R+1} = 0$$

Minimum Reflux Ratio:

As R decreases, the operating lines and the point of their intersection become nearer to the equilibrium curve. At contact, the number of theoretical plates required for the operation becomes infinite. This situation corresponds to the minimum reboiler and condenser duties for the separation.

Optimum Reflux Ratio:

Any reflux ratio between minimum and infinity will give the desired separation. Larger R will require smaller number of plates; but larger heat input (more liquid down the column) and larger diameter column.

* شان تنقل fluid من نقطة لثانية حدين حجم ad pipe لي بنا اياه ، الشفلة بهما economic ، اذا ad friction ad cost ↓ بس حجم أكبر و material of construction أكبر ، اذا ad cost ↑ ↑ F لهيك بنقار optimum لي بطينا أقل cost ممكنة .

* ad vap في ad column بتزيد عسها وحق ما شغلي u بدنا نكبر D diameter .

* ad CSA ل column يعقد على ad Reflux ratio لأنه على شكل ناقص اذا زدنا ad Reflux ratio يعني عنا أنجزة كثيرة في ad column بالتالي جيد ad trays أكبر والتشغيل بغير مختلف

ask :: believe & relieve

* كلما كبرنا ad R وقربنا خط ad 45 وحلت ad stages بتزيد بنفع L ألتر لهيك شان نشحن وستر بدنا energy أكبر بالتالي بزيد ad cost.

الرصة (a) الاخر الثاني

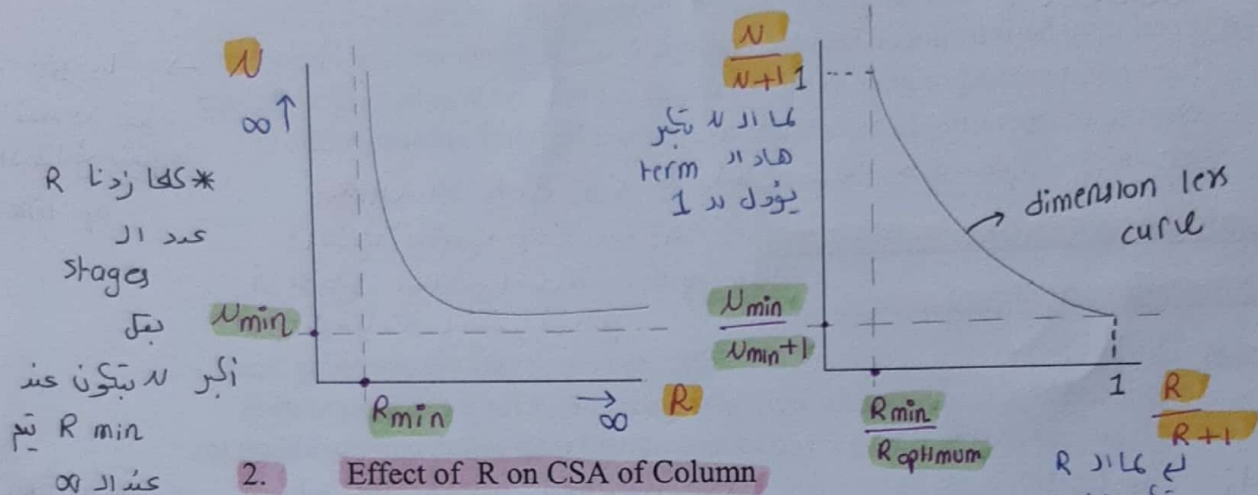
Fig 8.14 زي

Smaller R will require larger number of plates; but smaller heat input and smaller column diameter.

The choice of an optimum R is an economic one.

1. Effect of R on number of trays:

Fixed & operating cost



2. Effect of R on CSA of Column

CSA $\propto V$ (approximately)

$V = D(R+1)$

CSA $\propto D(R+1)$

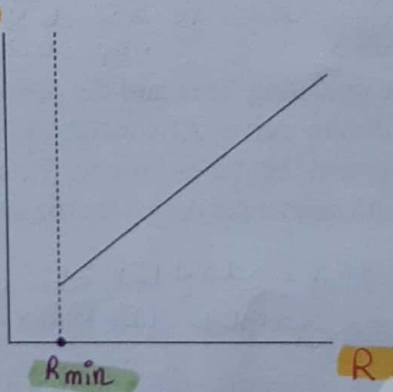
$\approx KR + K$

CSA $\propto D$

CSA $\uparrow$ R $\uparrow$

نزداد بطرفه خطية

CSA $\propto D$ (approximately)
 CSA $\propto D(R+1)$
 $\approx KR + K$
 CSA $\propto D$



الكلفة الرأس مالية

3. Effect of R on total Capital Cost

Capital cost (Fixed cost) is approximately $\propto$ total plate area

$\propto$ Number of plates $\times$ CSA

إذا كان CSA $\rightarrow$ الأثر

$$\left(\frac{\pi}{4} D^2 \right) \times N$$

هذا يعني

total

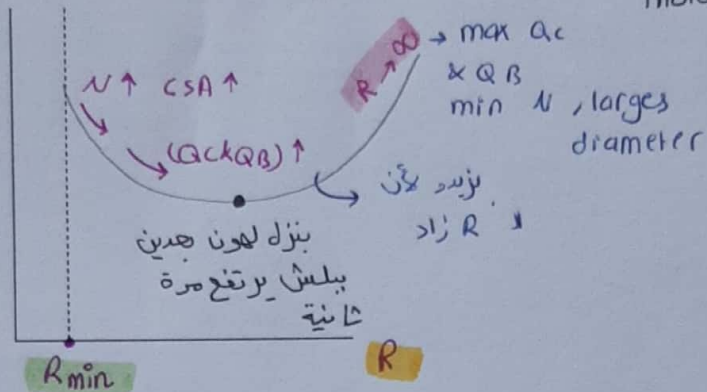
N of plate

داخل المعود

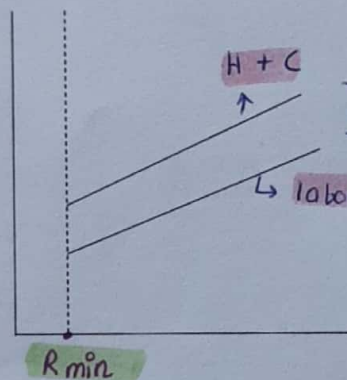
وبعضنا indication

cost

Fixed cost



4. Heating and Cooling; and Labor and Material



H+C

almost linear $\rightarrow$ هذا إذا cost سنقوم

lab. + material

cost per year وبنجم

هذه التكاليف

total cost وبلغ

5. Total Cost

total cost

optimum cost

total cost

Fixed cost

H+C

Lab. + mat.

مجموع هذه التكاليف

نقطة مثوى لي هي

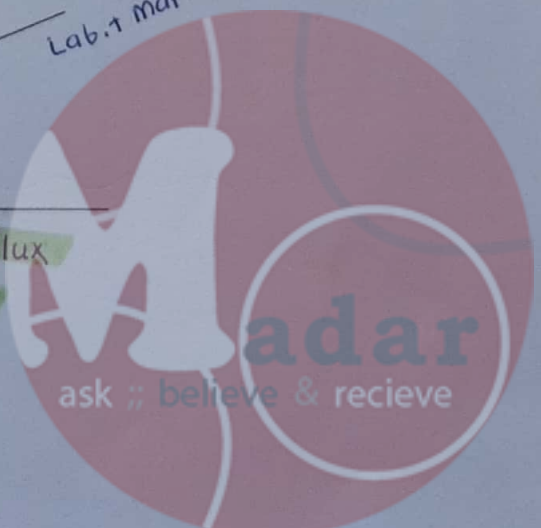
total cost

optimum reflux

ratio

usually $= (1.2 - 2.0) R_{min}$

$R_{optimum}$



هناك أمثلة أخرى لأن هذا عدد
optimum stages

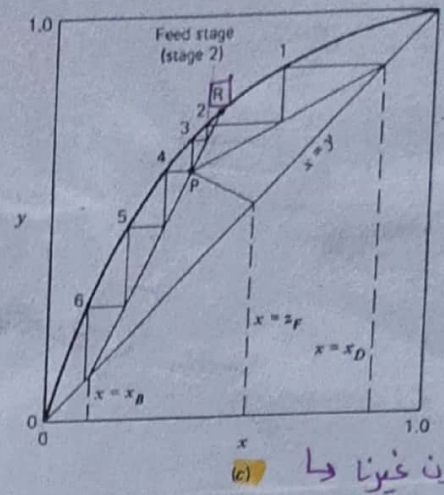
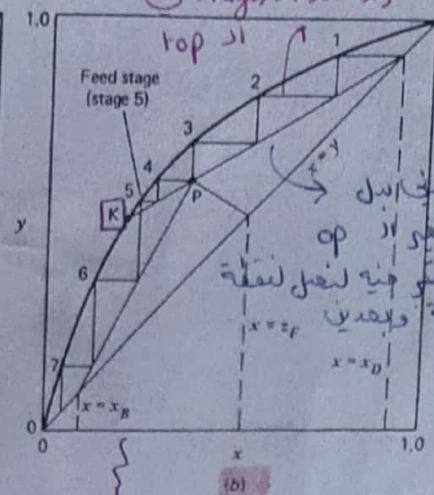
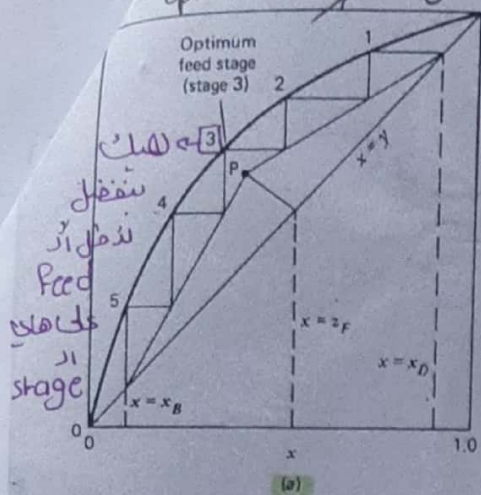


Figure 8.13. Location of feed stage (because of convenience, stages are stepped off and counted in top-down direction. (a) Optimum feed-stage location. (b) Feed-stage location below optimum stage. (c) Feed-stage location above optimum stage.

بهاي الى قمة عند النقطة K
stages يعني ان
more transfer قلت وال
driving force قلت بالتالي transfer اقل

ويزداد صعوبة ان sep يعني نحتاج stages more

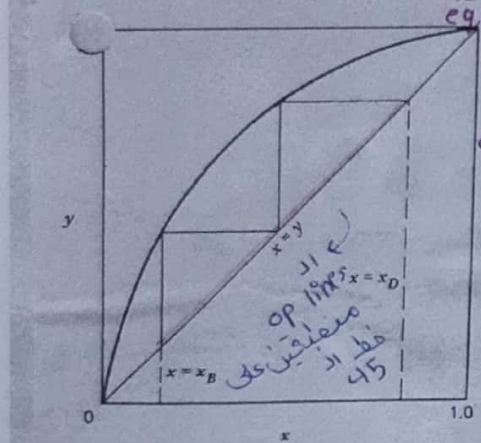


Figure 8.14. Minimum stages, total reflux.

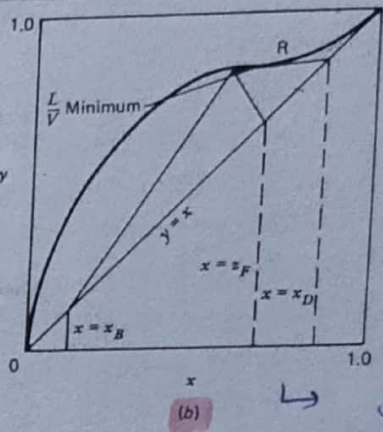
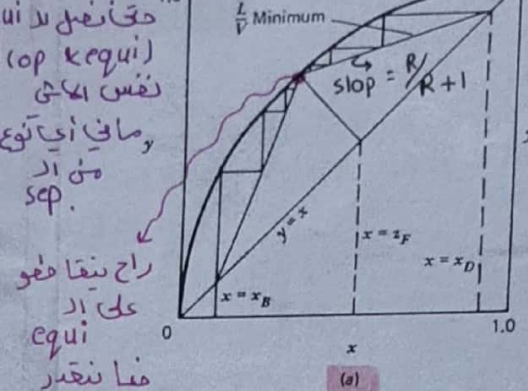


Figure 8.15. Minimum reflux ratio conditions. (a) Intersection of operating lines at equilibrium curve. (b) Operating line tangent to equilibrium curve.

نعمل Balance على ال stage
يطلع منها ال side stream او stage يدخل عليها Feed
شأننا ونعمل Balance ونعطى ال q line

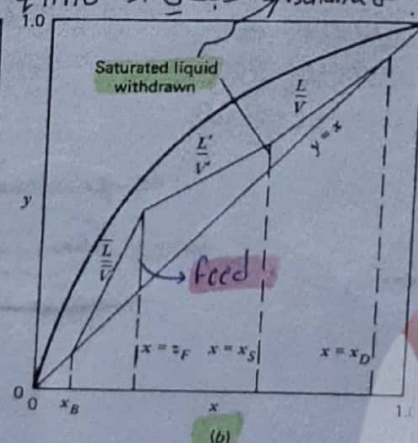
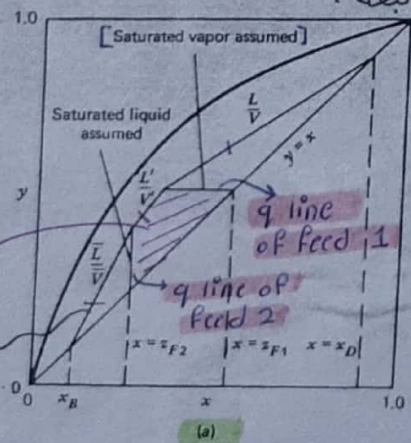


Figure 8.20. Variation of operating conditions. (a) Two feeds (saturated liquid and saturated vapor). (b) One feed, one side stream (saturated liquid).

كل دفلة أو دفلة
بطينا section جيد

ask believe & recieve

طرق سريعة ومختصرة .

Short Cut Methods:

In the design of distillation columns, it is important to know two very important limiting conditions:

يأتي بتحصل عنا لما يجري تقاطع
equi curve على

* operation الحقيقية بين هذين الحدين
لا يمكن تقاطع برة الماسة على ينشغل فيها

(1) Minimum Reflux Ratio (R_{min}): Corresponding to infinite number of plates

(2) Minimum Number of Plates (N_{min}): Corresponding to total reflux
ما يكون total flux
Since the actual operation lies between those two conditions.

بعد بين ad equi curve
وخط ad 45
area
area ممكن يتقاطعا فيها ad
op line و برسم ad q line

Those two conditions may be estimated by short cut methods which can then be used to obtain reasonable approximations of the actual operating conditions based on them.

R_{min} هاي بتقينا
ومنها بتقدر ad
 R_{opt}

(2) Fenske's Method $\rightarrow N_{min}$

بعد ad
الطريقة وبتقدر تحصل
على ad

Minimum Reflux Ratio (R_{min}): Underwood's Method

N_{min}
of trays

(3) Gilliland Correlation $\rightarrow N_p$
الطريقتين مع بعض بتستخدم
Gill. Corr. وبتقدر تحصل على ad
N of theo. stage
(app. number)

This condition occurs for infinite number of stages. The following equation can be developed based on material and equilibrium relations:

Feed بتكون معطاه واد
overall balance بنحسبها من
أو بحسبنا 90% و 10% و
Bottom وهكذا

$$R_{min} = \frac{1}{(\alpha_{ij} - 1)} \left[\frac{x_{Di}}{Z_{Fi}} - \alpha_{ij} \frac{x_{Dj}}{Z_{Fj}} \right]$$

distillate comp of mvc
D For LVC
Feed of LVC
Feed of mvc
average α (geo. average)

Minimum Number of Plates: Fenske's Method

This situation occurs under conditions of total reflux where the operating lines coincide with the 45° line. The following equation can be developed based on material and equilibrium relations:

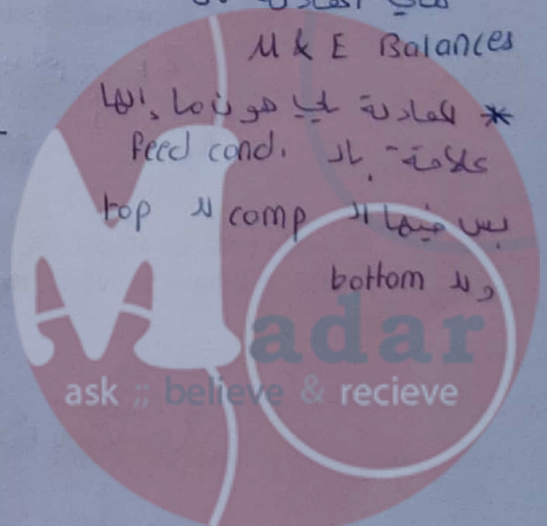
سواء ln أو log
ما راح يغرق

$$N_{min} + 1 = \frac{\log \left[\frac{x_{Di}}{x_{Dj}} \cdot \frac{x_{Bj}}{x_{Bi}} \right]}{\log \alpha_{ij}}$$

Reboiler
أستغل ad column يعبر stage
كها زيادة (في كنب ما يحطوه).

مصلنا على
هاي الكمادة من
M & E Balances

* الكمادة على هون ما دالها
علامة باد
Feed cond.
top و comp
bottom



Notes:

single stage
زی ۱
Flash
calculation

1. N_{min} does not depend on feed composition. It depends on the degree of separation of the two key components I and j and their relative volatilities.
 2. A single stage separation corresponds to $N_{min} + 1 = 1$
 3. If α_{ij} is not constant, take an average value. Geometric average in the case of N_{min} .
 4. For binary separation i is the mvc and j is the lvc
 5. For multicomponent separation i is the lkc and j is the hkc
- light key component heavy key component.

مقدار R_{min} بستن
اخذ value

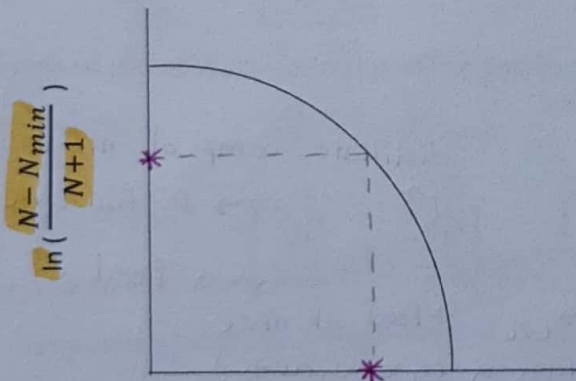
Gilliland Correlation: Number of Theoretical Plates:

$$R_{min} \rightarrow R_{opt} \rightarrow \frac{R - R_{min}}{R + 1}$$

From chart obtain $\frac{N - N_{min}}{N + 1} \rightarrow N$

- A → lighter than light LLKC
- B → LKC
- D → hkc
- E → heavier than heavy HHKC

نقل α
بهی حالات
نقد تقاطع
Binary sys
sys



$\ln\left(\frac{R - R_{min}}{R + 1}\right)$ → فلنا R_{min} واد
 R_{opt} بالائی بنجرهای
الحقیقة وبنقاط حاد curve

Feed Tray Location:

و بنجر $\ln\left(\frac{v - v_m}{v + 1}\right)$ واد v_{min} حسینا

Apply Fenske's correlation with x_{BKIS} replaced by feed compositions:

Z_F بنجر Z

$$(N_{min})_{above\ feed} = \frac{\log \left[\frac{x_{Di}}{x_{Dj}} \cdot \frac{Z_{Fj}}{Z_{Fi}} \right]}{\log \alpha_{ij}}$$

اوجد N
number of theo. stages

The ratio between stages above the feed to the total stages predicts the percentage of all trays that should be located above the feed point.

بقری الحلاوة
نقطینا نسبة

above the feed plates

* حسینا واد total واد X بنجر تقریباً یعرف وین
داخل واد Feed

adar
believe & recieve

graphical solution

(μ, E, equi)

بدنا ندخل عليه اد ت

وكيف بتغير من

plate plate

وشو ال h بتغيرك (اد 3

على نفس الرسمة)

Ponchon Savarit Method for Binary Distillation

Graphical Multistage Calculations:

Features:

- Stage to stage calculations
- No need to make CMO assumption ($\therefore$ any set of consistent units can be used)
- Hxy diagrams must be available
- VLE data must be available
- Limited to binary systems

CMO ثابتة ، ومن غيري نستخدم
mole flow بتغير نستخدم mass

ما بتغير انو
mole fraction
مع mass

الحكم انهم وحدات

لازم يكون
xy و Hxy

تصلح لا Binary

* VLE data + Hxy diagram $\rightarrow$ graphical solution of material and energy balances

Working Equations:

Top Section:

Material balance:

$$y_{n-1} \cdot V_{n-1} = x_n \cdot L_n + D \cdot x_D$$

Eliminate D: $V_{n-1} = L_n + D$

$$\frac{L_n}{V_{n-1}} = \frac{x_D - y_{n-1}}{x_D - x_n}$$

Enthalpy Balance:

$$V_{n-1} \cdot h_{V,n-1} = L_n \cdot h_{L,n} + D \cdot Q' ; Q' = h_D + \frac{Q_C}{D} \text{ load على ال condenser}$$

This represents the mixing line on an Hxy diagram OR $V_{n-1} - L_n = \Delta D$.

It also represents a family of straight lines passing through points V_{n-1}, L_n and a common point ΔD . The coordinates of these points are obtained as follows:

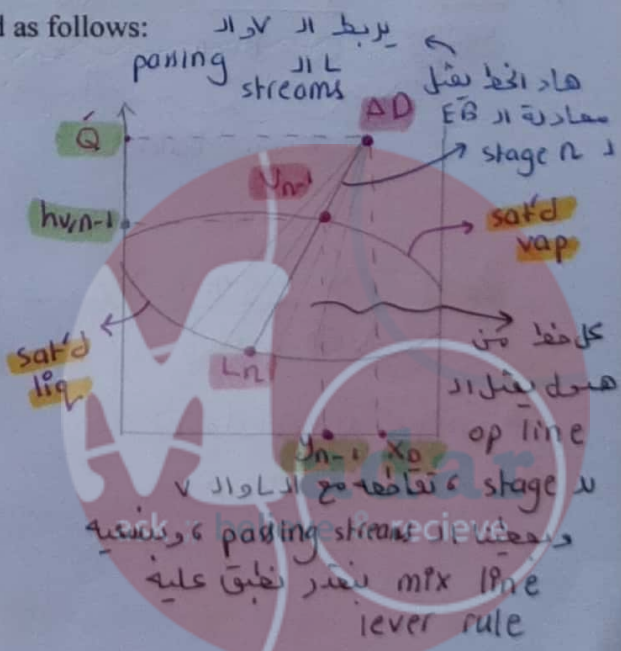
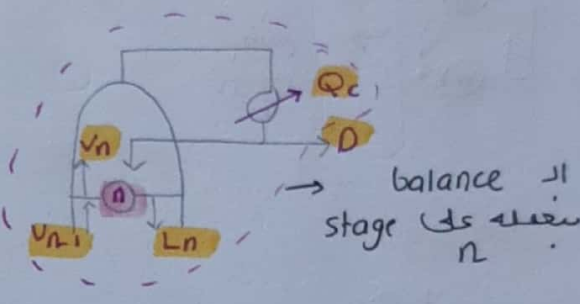
Eliminate D from enthalpy balance:

$$\frac{L_n}{V_{n-1}} = \frac{Q' - h_{V,n-1}}{Q' - h_{L,n}} = \frac{x_D - y_{n-1}}{x_D - x_n}$$

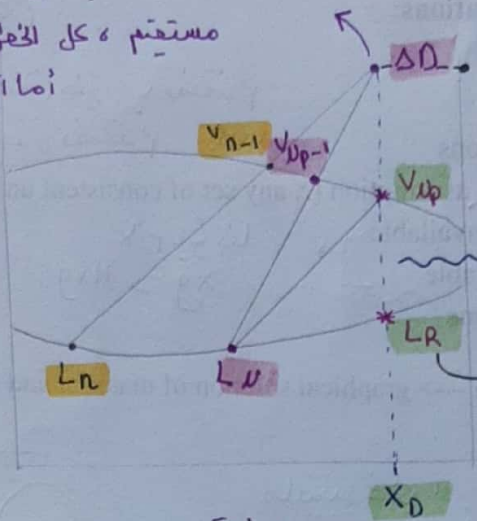
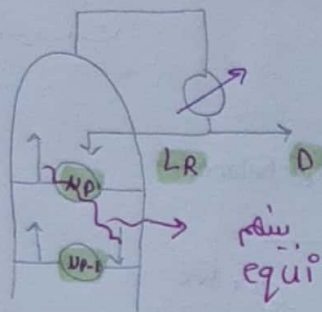
This is a straight line equation passing through points:

V_{n-1}	$(y_{n-1}, h_{V,n-1})$
L_n	$(x_n, h_{L,n})$
ΔD	(x_D, Q')

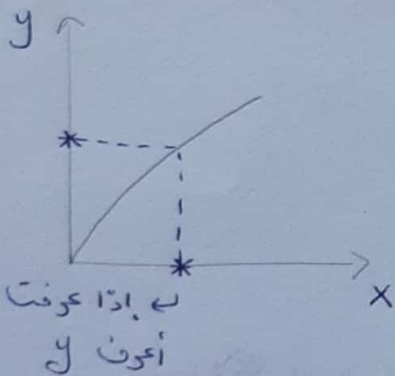
* هاي المعادلة بتغير نكرها لباني اد stage في ال top ، على stage ال op line وش نرسم اذا عرفنا ΔD (بتكون مشتركة)



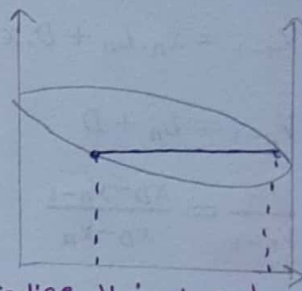
ما كنا CMO يأتي في stage، لاحظ
مستقيم، كل الخطوط مشتركة في ΔD
أما مختلف هو L و D



على X_n و y_n
comp
مستويات
لو كان
subcooled
النقطة يكون تحت الخط
بي احنا هون
sat'd liq



إذا عرفت هاي بقدر
أعرف y



لهون من Δ tie line
برضو بقدر أعدد Δ و X

* هبل الرسعيت
نستعمل مع رعة
أو Hxy حتى
نطلع data

enthalpy balance

$$* \frac{L_n}{V_{n-1}} = \frac{\dot{Q} - h_{V_{n-1}}}{\dot{Q} - h_{L_n}} = \frac{X_D - y_{n-1}}{X_D - x_n}$$

إعادة ترتيب
المعادلة

comp. balance

$$y_{n-1} = \left(\frac{\dot{Q} - h_{V_{n-1}}}{\dot{Q} - h_{L_n}} \right) x_n - \left[\frac{h_{V_{n-1}} - h_{L_n}}{\dot{Q} - h_{L_n}} \right] X_D \rightarrow \text{enthalpy op line}$$

له هاي لمعادلة بقدر عن الخط
يأبى يعرفه y_{n-1}, X_D, x_n

* إذا قدرنا يعرف ΔD (النقطة المشتركة)
ينقدر لأسم لأن في نقطة الانطلاق.

* V_{np} بيونها بنرسم العمودي بنوجد ΔD ومن Δ
مع V_{np} بطلع L_n وبنصل.

Stream Ratios:

$$\frac{L_n}{D} = \frac{\overline{\Delta D}, V_{n-1}}{L_n, V_{n-1}}$$

$$\frac{V_{n-1}}{D} = \frac{\overline{\Delta D}, L_n}{V_{n-1}, L_n}$$

* Knowing the reflux ratio $\frac{L_R}{D} = R = \frac{\Delta D, V_{Np}}{L_R, V_{Np}}$

* ① can be calculated
& point ΔD calculated

We need R and h_{L_R} since $h_{V_{Np}}$ is fixed on saturated vapour line.

$$R = \frac{\Delta D, V_{up}}{L_R, V_{up}} = \frac{(1)}{(2)} \quad (\text{sat'd reflux})$$

* سواء عرفنا ② أو ②' مع
ال R ، نبتدر بحسب ① و
AD

$$R = \frac{1}{2} \quad (\text{subcooled reflux})$$

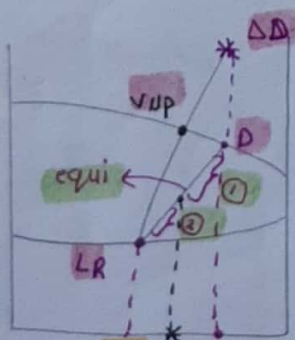
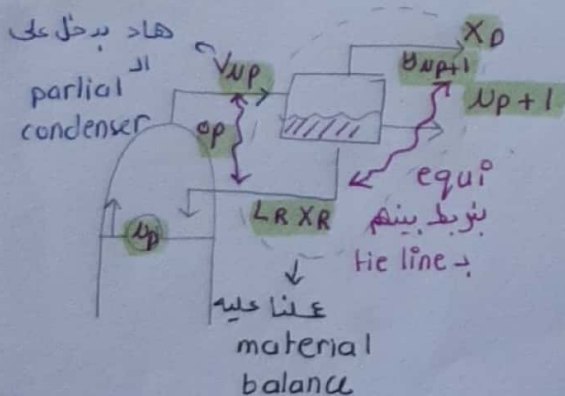
[illegible]

x_D ← هلي معروفه من الوال
أو mole balance

* نقطة X_D معروفة العقودي عليها يتقاطع مع L_R و V_{up} و L_R وكافة من $(V_{up}$ و L_R) معروفة وعادة يتكون $SAVD$ بنيتسه بالمسطرة ② وينعربه بـ R وبتلح ① وبغض ΔD وحيث حار curve جاهز نستخدمه في الـ Top.

Partial condenser: → one stage

Saturated vapour is withdrawn and point D is on saturated vapour line.



$$R = \frac{L_R}{D} = \frac{\Delta DV_{NP}}{L_R, V_{NP}}$$

$$\text{also } \frac{LR}{D} = \frac{(1)}{(2)}$$

سو تشاره
میلان

* إذا عرفنا y_{up} بنقاطهما مع y_{down} ، L_R ، D عرفنا L_R من y_{up} عرفنا نقطة التقاطع ومنها نخرج ونجيب y_{up} ومنها AD .

* This can be used to locate
 $y_{up} \rightarrow v_{up}$

v_{up} ← يقيس ad comp لا v_{up}
 يقيس v_{up} ad يقيس v_{up}
 وجزء liq
 * لو عرفنا النقطة v_{up} ووصلنا و مدينا مقل راح يتقاطع
 مع المودي عند نقطة AD

Bottom Section:

Material balance:

comp ال
balance
مادة ال

$$y_m \bar{V}_m = x_{m+1} \bar{L}_{m+1} - x_B B$$

$$B = \bar{L}_{m+1} - \bar{V}_m$$

Eliminate B

op line ال
material bal. ال
stage m

$$\frac{\bar{L}_{m+1}}{\bar{V}_m} = \frac{y_m - x_B}{x_{m+1} - x_B}$$

هاي
المادة
تغير في
stage الثانية

لأن ما هنا $\bar{L}$ و $\bar{V}$ متغيرات

Enthalpy Balance:

enthalpy ال
Bottom product

$$h_{\bar{V}_m} \bar{V}_m = h_{\bar{L}_{m+1}} \bar{L}_{m+1} - h_B B + Q_B$$

$$h_{\bar{V}_m} \bar{V}_m = h_{\bar{L}_{m+1}} \bar{L}_{m+1} - B Q_B$$

$$Q_B = h_B - \frac{Q_B}{B}$$

load ال
يأخذ ال
reboiler
بنا هذا
energy
to evaporate
الكمية في ال reboiler

Eliminate B from enthalpy balance: $B = \bar{L}_{m+1} - \bar{V}_m$

$$h_{\bar{V}_m} \bar{V}_m = h_{\bar{L}_{m+1}} \bar{L}_{m+1} - (\bar{L}_{m+1} - \bar{V}_m) Q_B$$

$$\frac{\bar{L}_{m+1}}{\bar{V}_m} = \frac{h_{\bar{V}_m} - Q_B}{h_{\bar{L}_{m+1}} - Q_B} = \frac{y_m - x_B}{x_{m+1} - x_B}$$

This represents another family of straight lines passing through points:

passing

streams
في مجموعة خطوط كل هذا
عبارة عن stage وكلهم يشتركوا في
النقطة ΔW

$\bar{V}_m$
 $\bar{L}_{m+1}$
 ΔW ← موجودة في الأسفل

$(y_m, h_{\bar{V}_m})$

$(x_{m+1}, h_{\bar{L}_{m+1}})$

(x_B, Q_B)

equi ← op *

هكذا نهاية ما نعمل

جهة ال feed

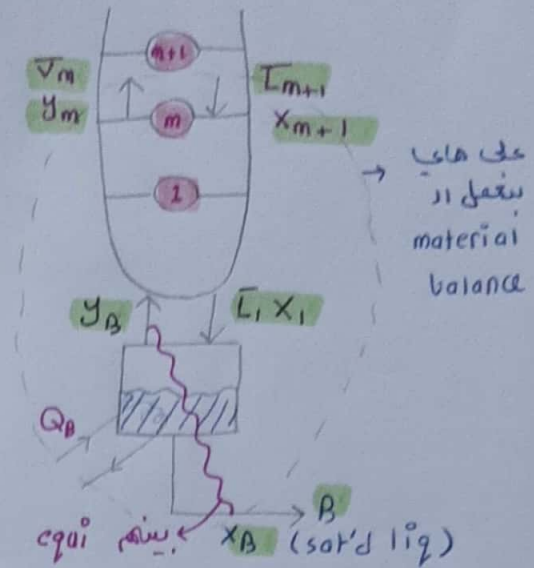
$$Q = h_B - \frac{Q_B}{B}$$

$$\frac{Q_B}{B}$$

equi ← op *

x-y diagram

y = f(x)



Overall Balances:

* Total:

$$F=D+B$$

* Component balance:

$$Z_F F = D x_D + B x_B$$

* Enthalpy balance:

$$Fh_F + Q_B = D h_D + B h_B + \dot{Q}_C$$

energy 10

الحمد لله رب العالمين

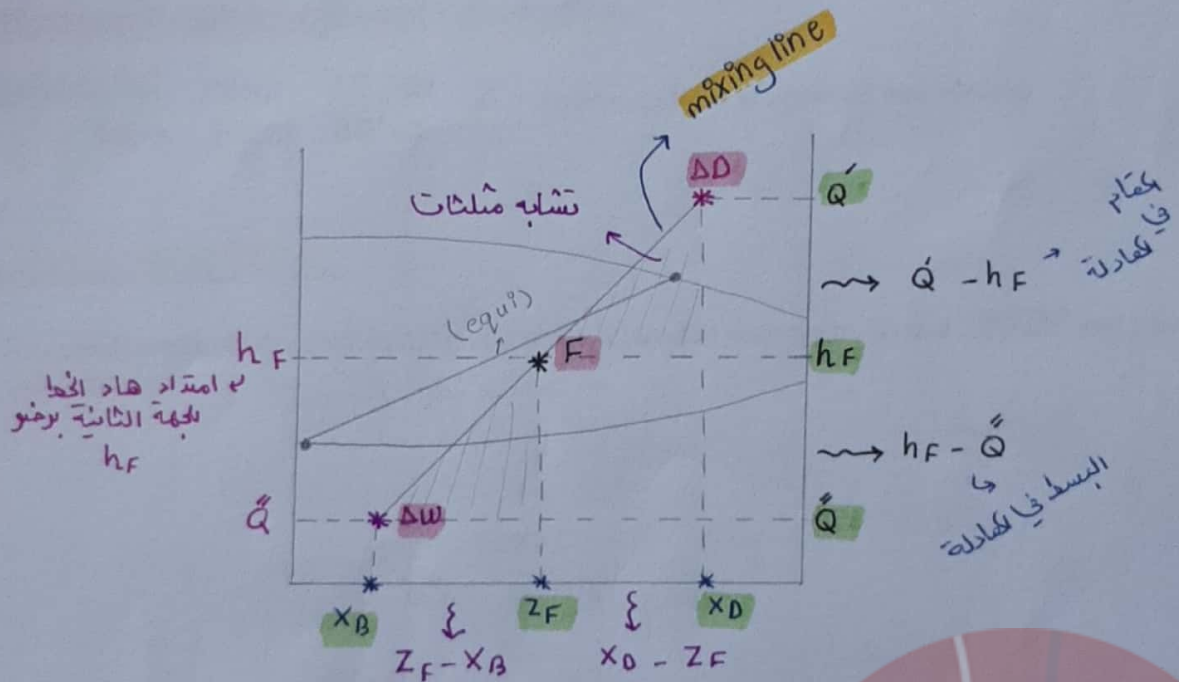
condenser

Substitute for F and rearrange:

$$\frac{D}{B} = \frac{h_F - Q''}{Q' - h_F} = \frac{Z_F - x_B}{x_D - Z_F}$$

This is a straight line passing through points:

F	(z_F, h_F)
ΔD	(x_D, Q')
ΔW	(x_B, Q'')



* أول نقطة تبدأ فيها دائماً
في أنو نطلع ال ΔD و ΔW
لأن ههول نقاط الارتكاز لكل

Feed location and number of trays:

Feed location:

- In the process of solving material and energy balances, each tie line represents an equilibrium stage
- The optimum feed stage location is where an equilibrium tie line crosses the line $\overline{\Delta D F \Delta W}$
- The change of difference point is made at this stage

في الشغل بي عملناه على ال top و ال bottom
كان عشان يطلع
هون نقلب على ΔW (ال Bottom) و بنكمل لنعمل لخط يقطع العمود مع X_B

Number of stages:

- Starting at the top of the column and using the ΔD difference point, the construction of operating lines and equilibrium tie lines is continued until the feed stage
- A change of difference point is made at the feed stage.
- Construction of equilibrium stages is continued until a tie line crosses the vertical at x_B
- The number of stages including the reboiler (partial) is equal to the number of tie lines.

بديل ما يكون ΔD
بقي ΔW
بقي X_B ال
vertical
عندها ما ال
equi يقيمه بنوقف

بنعد ال tie line
بين ال top و ال bottom
وهول يكونوا عدد ال
stage

Limiting conditions

Minimum Number of plates (Total Reflux)

$$\left\{ \begin{array}{l} D = 0 \rightarrow \text{Point } \Delta D \text{ at } \infty \\ R = \infty \rightarrow \text{Point } \Delta W \text{ at } -\infty \end{array} \right\} \text{ Operating lines are parallel and vertical}$$

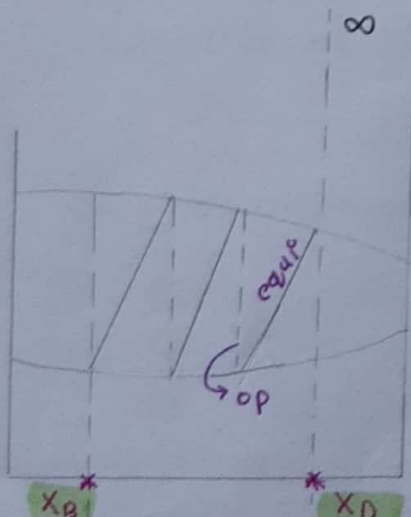
product
reflux
كله
ما في

Minimum Reflux ratio:

This condition is obtained when ΔD and ΔW are located in such a way so that $\overline{\Delta D F \Delta W}$ and a tie line coincide

ما أي من خطوط ال
equi يتطبقوا على بعض
يكون لنا

inf number of stages &
min reflux ratio



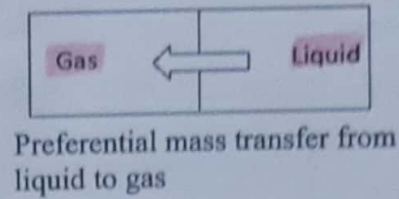
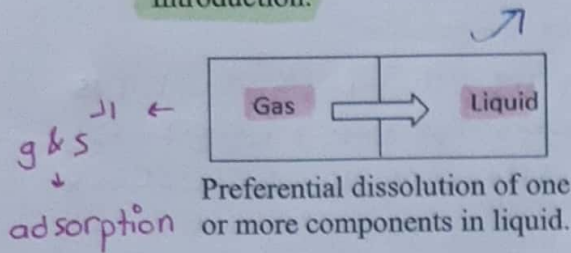
وهاد
بعضنا
min no. of
stages



ال gas عملية أكثر من comp ، فيها مادة مركوية بدلا من شيلها من الفاز تنقل بواسطة liq يكون له ذائبية في liq معين ، هاي اد comp تنقل من الفاز الحمل في إعادة إلى اد liq بواسطة ad membrane نتيجة ال chemical potential وار diff conc. ال liq يكون له تفضل لينوب هاي المادة وما يذوب المواد الثانية ، أو يذوبهم بنسب معينة .

Gas absorption

Introduction:



Absorption

Desorption (stripping) → ينقلو اد liq من اي معين

GAS LIQUID OPERATIONS

Features of Gas Liquid Operations

- Two carrier streams and at least one solute
- Matter is transferred across an interface
- Carrier phases are insoluble in each other
- Liquid carrier is non-volatile
- These operations are used for solute recovery or removal
- Rate of solute transfer is proportional to departure from equilibrium

Choice of Solvents for absorption

The choice depends on the operation

- Production of a specific solution (HCl acid) → Solvents is specified by Nature of production
- Removal of a certain constituent → choice is often possible (water is cheapest and most available)

1. Gas solubility:

- High solubility is required → increased rate of absorption.
- Good solubility is obtained if solute and solvent have similar chemical nature.
- In terms of mass fractions, the solubility is greater for low molecular weight solvents. Therefore, less solvent is required. (In terms of mole fraction solubility is independent).
- Chemical reaction of solvent with solute will result in very high solubility. Process must be reversible if solvent is to be reused.

H₂S is readily absorbed in ethanalamine at low temperatures and stripped at high temperatures.

2. Volatility

Solvent should have low vapor pressure at operating temperature in order to minimize losses of solvent. If necessary, a second less volatile liquid can be used to recover the evaporated amounts of the first.

solvent بنقل مرة ثانية لغو الفاز لي طالع على اد solvent ثاني حتى ترجع اد solvent الاول .

ask :: believe & receive

3. Corrosiveness:

في أرخص

Material of construction for the equipment should not be expensive.

نوع إيق

نستخدمه هو

carbon steel

الحديد الكربوني

4. Cost

Solvent should be inexpensive → losses are not costly

solvent

ما لازم

يكون عالي

لأنه بكل

الأموال عنا

1088

5. Viscosity:

Low viscosity

- Rapid absorption rate
- Improved flooding conditions (higher throughput)
- Low cost of pumping
- Good heat transfer

6. Other Factors:

Solvent should be:

- Non-toxic
- Non-flammable
- Chemically stable
- Have low freezing point

↓ المواد يكون في الخرج

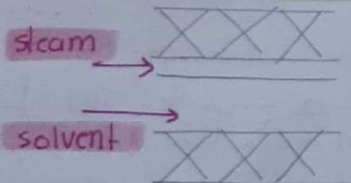
وما بدنا يتجمع في سهولة

بتجمع على درجات حرارة

زيت -50 (بعيدة عن الصفر)

بعض المواد
تتفكك مع الزمن
و بتتغير لونها
stable يكون

steam tracing



مستخدمه
بكثرة في الصناعة
كفاح لعمليات
freezing



Material Balances:

It is more convenient to express balance equations in terms of mole ratios and on solute free basis:

- > Quantities of solvent are unchanged
- > Straight line operating lines

Nomenclature:

Gas Phase:

G := Total gas flow rate mole / time / unit cross sectional area

G_s := Flow of insoluble gas (carrier) mole / time / unit cross sectional area

y := solute mole fraction

Y := solute mole ratio = solute / carrier gas

$\bar{p}$:= Partial pressure of solute

كيفية الـ solute

$$Y = \frac{yG}{(1-y)G} = \frac{y}{(1-y)} = \frac{\bar{p}}{(p_t - \bar{p})} = \frac{\text{partial pressure of solute}}{\text{partial pressure of carrier}}$$

$$y = \frac{Y}{(1+Y)}$$

$$G_s = (1-y)G = \frac{y}{Y}G = \frac{Y}{1+Y} \frac{1}{Y}G$$

$$G_s = \frac{G}{(1+Y)}$$

Liquid Phase:

L := Total liquid flow rate mole / time / unit cross sectional area

L_s := Flow of liquid (carrier) mole / time / unit cross sectional area

x := solute mole fraction

X := solute mole ratio = solute / solvent

$$X = \frac{x}{(1-x)}$$

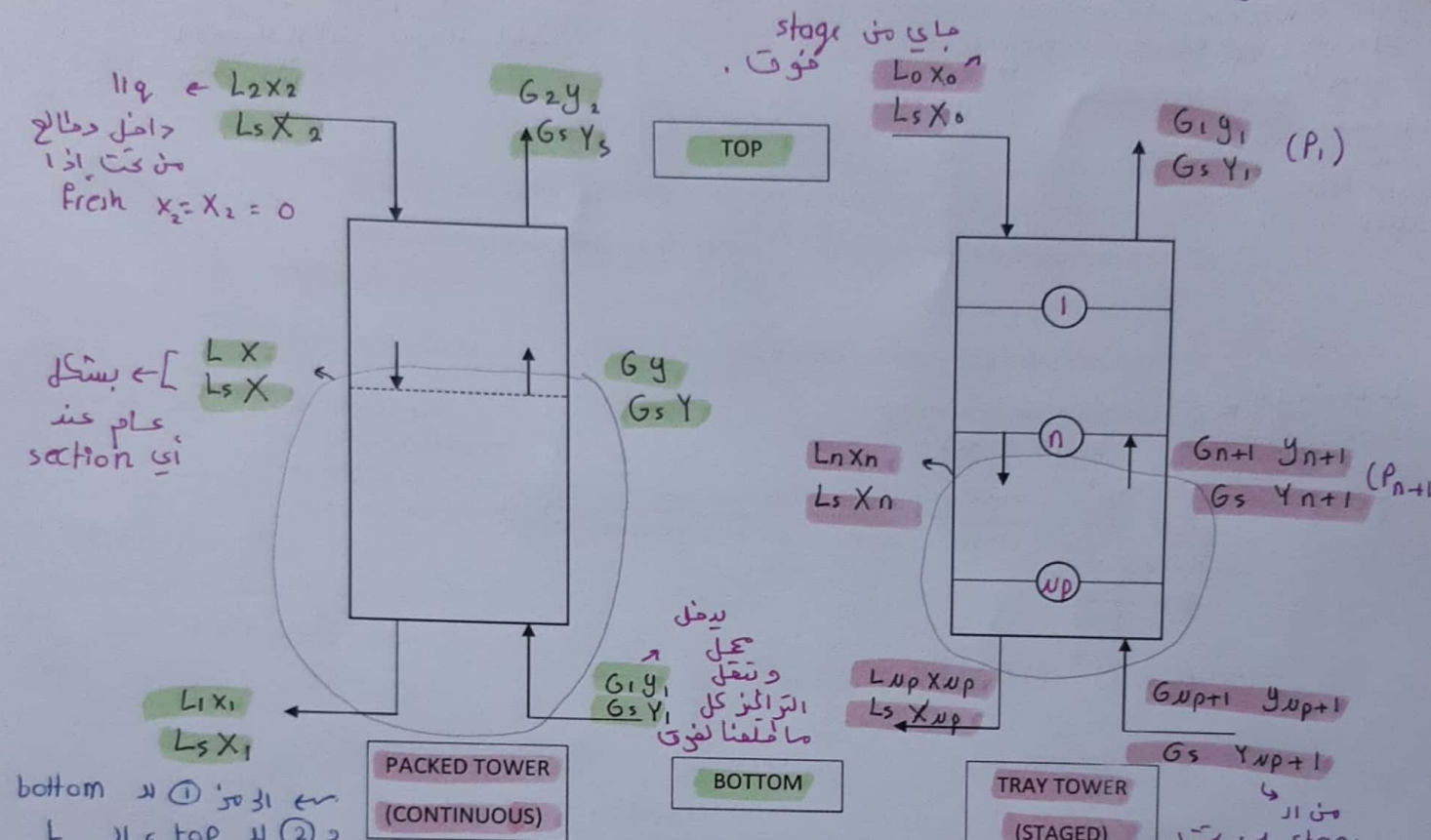
$$x = \frac{X}{(1+X)}$$

$$L_s = (1-x)L$$

$$L_s = \frac{L}{(1+X)}$$



بما أن في distillation column هي في cylinder معك تكون trays وكل
 tray منفرد فيها على أنها one equi stage ، الغاز يمر منها ويغير اتجاه بين الـ
 2 phase لتوصل للاتزان ، النوع الثاني العمود يكون فيه مشوة من جوار على أشكال مختلفة زي
 سطح سراميك أو زجاج أو حديد منير $L=D$ ، الفائدة من هذا الحشو كما الـ 119 يمر
 ينتشر على السطح وهذا يوسع الـ area ويغير max trans. area أكبر ويجسن الوضعية دهون
 section جوا ما فيه equi بينهم لأنه دايمًا عنا في جديد والتلامس بين الـ 2 الـ g
 عند أي لا يتم لفترة طويلة ليصل للاتزان ، يكون تلامس كافي فيه transfer بس ريج ما يوصل للاتزان
 الـ driving force تقويًا constant . **Counter Current Flow (Absorption or Stripping)**



Operating Lines (Solute Material Balances)
 مع الـ 1 الـ bottom
 الـ 2 الـ top ، الـ L
 ليحيد يدخل فوق ، اما يكون
 يكون solute
 أو في شوية
 solute
 اذا علنا recycle

At any section

$$G_s (Y_1 - Y) = L_s (X_1 - X)$$

$$L_1 > L_2$$

$$X_1 > X_2$$

لأنها بتأخذ solute

$$Y = \frac{L_s}{G_s} X + \left[Y_1 - \frac{L_s}{G_s} X_1 \right]$$

* الغاز يدخل بغير contact بين الـ g
 الـ L ، ينقل الـ solute
 الـ g ، الـ L
 وبشكل أكثر لفوق ،
 $Y_1 > Y_2$

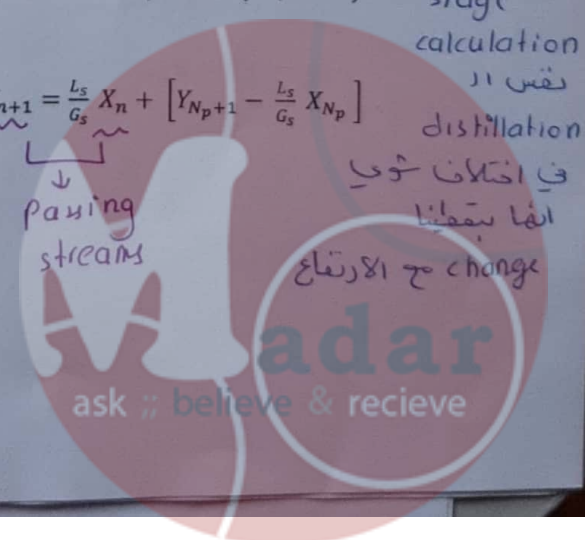
في الـ column واقف
 عودي فوق الـ top
 دعت bottom
 * هون الترتيب من
 فوق الـ 1 الـ up
 لعت وهي
 stage to
 stage
 calculation
 نفس الـ
 distillation
 في اختلاف شوي
 انها بتقطينا
 change مع الارتفاع

At any Tray

$$G_s (Y_{Np+1} - Y_{n+1}) = L_s (X_{Np} - X_n)$$

$$Y_{n+1} = \frac{L_s}{G_s} X_n + \left[Y_{Np+1} - \frac{L_s}{G_s} X_{Np} \right]$$

↓
 passing streams



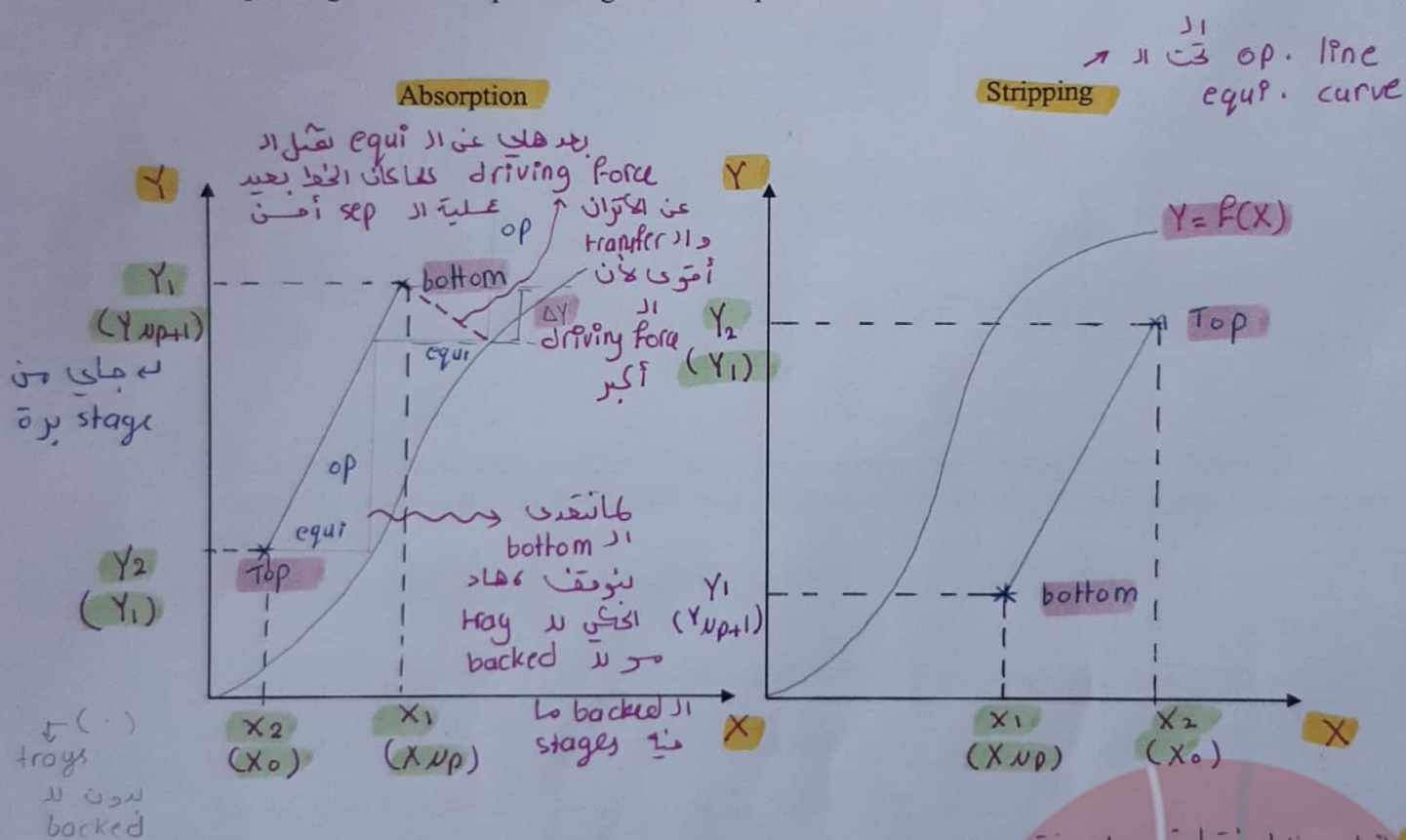
Notes:

- These are straight lines with slope $= \frac{L_s}{G_s}$ giving the relation between passing streams at any section or at any tray.
- For absorption (gas $\rightarrow$ liquid) carrier gas loses solute

$$Y_{bot} > Y_{top} \quad ; \quad X_{bot} > X_{top}$$
- For stripping (liquid $\rightarrow$ gas) carrier gas gains solute

$$Y_{bot} < Y_{top} \quad ; \quad X_{bot} < X_{top}$$
- For most purposes the pressure and temperature can be considered constant inside the column

The operating lines can be plotted together with equilibrium data on XY diagram.



Concentration gradient in direction of mass transfer

لے گا اگر لا L فی absorb. Y_1
 Y_2 اور Y_1 کے درمیان driving force
 والی اس stripping

* - يأخذ القواعد وينفذها في stage 1
stage 2 أو 3 السرعة

* إذا عرضنا ثقبه وصل بقدر نرم
الحظ وإذا عرضنا ثقبين برمز بقدر
نرسمه slope للرعيث $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)$

إذا كان متغير A يعني متغير داخل column
 يعني كثير من الحالات يتعامل مع dilute sol'n
 في المناطق يقرئاً ar equi curve خط مستقيم

Absorption Factor (A)

For any stage:

$$A = \frac{\text{Slope of operating line}}{\text{Slope of equilibrium line}}$$

Special case:

$$y = mx$$

$$Y \cong mX$$

slope of op curve

$$A = \frac{L}{Gm} \cong \frac{L_s}{G_s m}$$

slope of equi curve

Two lines converge at top of absorber.
 Absorption is illimited provided sufficient plates are available

ما هنا حد لا absorber ما فيه limitation حد يشيكون عننا stage يشيكون لنا absorption .

$$A > 1$$

لأ op واد
 equi يتعاملوا عند
 absorber و top

$$A < 1$$

Two lines converge at bottom of absorber.
 Absorption is limited even if ∞ number of plates is available

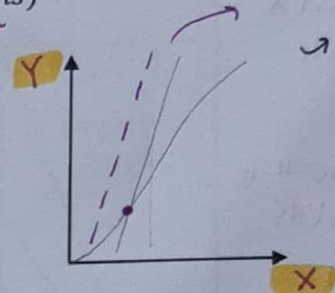
لأ هون عننا limitation لما نوصل فوق واد op
 واد equi يتم في واد bottom حتى لو ما عننا inf. no of stages

Stripping Factor (S)

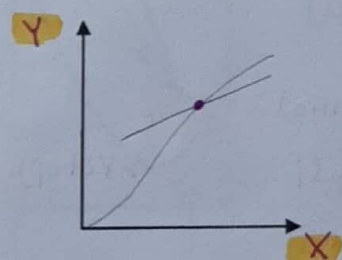
$$S = \frac{1}{A}$$

(dilute solutions)

(dilute solutions)



بنغير الخط واد slope
 ليقاطع واد equi
 عند top واد



For a fixed degree of separation, as A increases above unity, the number of plates decreases (operating line moves away from equilibrium curve) and more liquid will be required giving more dilute solutions.

$$\text{Optimum } A = 1.25 \rightarrow 2.0$$

كلما كانت واد A كلما صار
 الخط أبعد عن واد equi curve ورجعي
 تناقص في عدد واد stages وما يحتاج كثير stage

إذا $\frac{L_s}{G_s} > 1$ واد limitation لا واد يدا شايحة يعني
 بذا ليا أكثر لنعمل واد achieve واد operation يتبعنا .

$$A = \frac{L_s}{G_s m_1}$$

عدد stages
 يعني
 op. cost
 تزي

optimum
 operating و fixed و retrieve
 cost

الفاز لي بدنا نفاي بيكون
معروفه مضاعفة ١٠٠

min L/G عننا
ratio راج تقطينا
inf no. of stages
stages

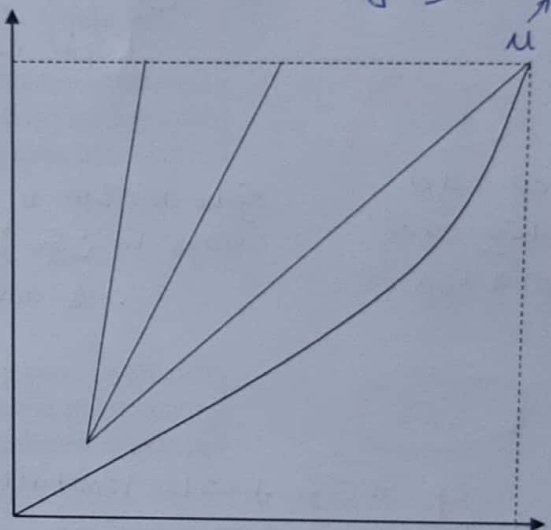
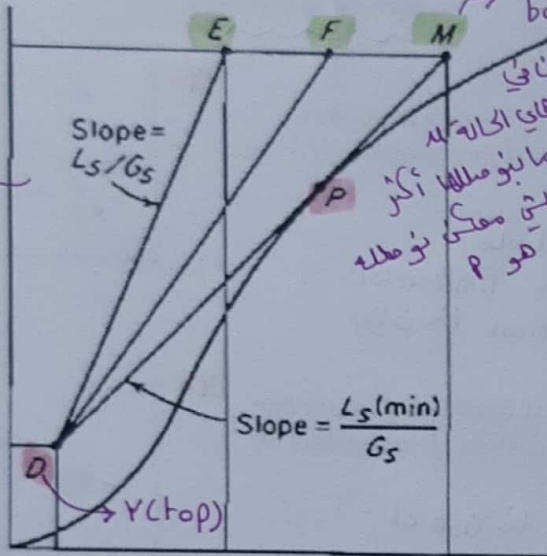
Minimum Liquid to Gas Ratio (Absorbers)

In the design of absorbers, the following quantities are usually specified:

G (G_s), Y_{top} , Y_{bottom} and X_{top}

L can be varied and consequently X_{bottom} can be determined (it is function of L)

When less liquid is used (relatively smaller L_s/G_s), the concentration of exit liquid will be greater and the driving force will be smaller. This means that longer time of contact is required for the operation and consequently the tower must be taller.



The minimum liquid that can be used corresponds to the slope of the operating line when it touches the equilibrium curve (tangentially or intersection). At this ratio an infinite number plates (or height) will be required to obtain $(X_{bottom})_{max}$.

* كلما مسينا عند النقطة M

كلما على اد slope لنوصل

لنقطة P على عندها حارتنا

بين ال equi وال op

اذا وصلنا عندها ما يتغير نفل

منها بيلغ لنا sep وهيا الثقلة

نقل min L/G ratio

يا اما
معنى يا اما تقاض

أكثر max C
min L/G ratio
Xbott



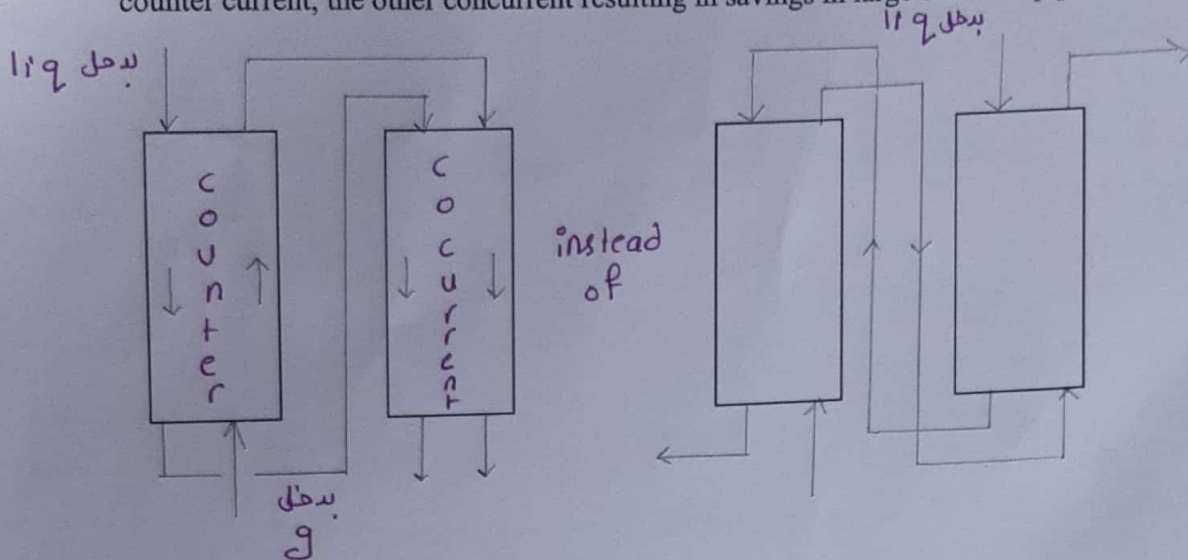
Co-current Flow:

إذا بنيتي بحسب واحد
column كيت بنجسوه لمستفين

Features:

قسم co current counter

1. Used when exceptionally tall column is required, the column is split into two sections: one counter current; the other concurrent resulting in savings in large diameter pipes.



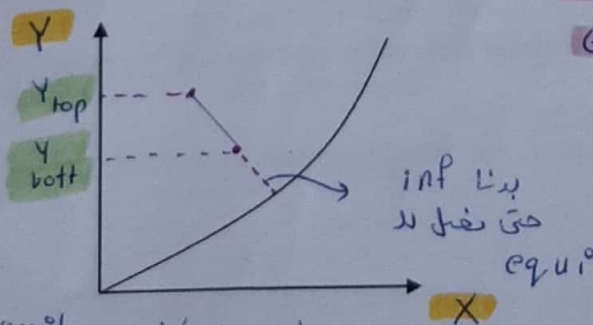
2. Used for absorption of pure substances
3. Used for rapid irreversible reactions
4. Only equivalent to one theoretical stage is required

Material Balance:

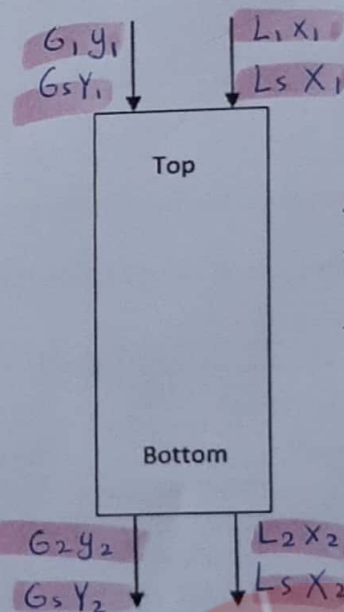
$$G_s (Y_1 - Y_2) = L_s (X_2 - X_1)$$

$$-\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2}$$

- This is a straight line with slope $-\frac{L_s}{G_s}$
- There is no limit on $\frac{L_s}{G_s}$
- Infinitely tall tower is required to produce vapour And liquid streams in equilibrium



limit كذا فوبنا
equi كذا راو طول ال tower

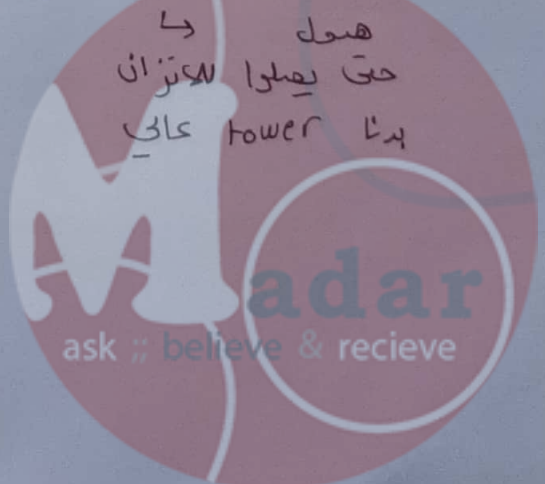


Absorption

$$Y_1 > Y_2$$

$$X_2 > X_1$$

هول
حتى يصلوا لاعتزان
بدن tower عالي



حسبنا جبل منا tray tower يعمل tray to tray
 calculation وكل tray تعتبر equi stage ϵ او packed يختلف الوضع
 لأن ما منا equi داخل او column

CONTINUOUS CONTACT EQUIPMENT – PACKED TOWERS:

Main features:

- Fluids are in continuous contact in their path through the column.
- Liquid and gas compositions change continuously.
- Operating line describes compositions of liquid and gas phases in all sections.

← لي هم او
 passing
 streams

Packed tower versus plate columns

a) Advantages of packed towers:

- 1- Generally are smaller in size and are less expensive for small diameters (2-3m).
- 2- Easily constructed even in corrosion resistant materials such as glass, ceramics.
- 3- Give lower pressure drop → useful for vacuum operations. $\rightarrow$ pressure drop أقل من او
- 4- Liquid hold up is generally lower.

b) Disadvantages:

- 1- Difficult to clean without complete dismantling.
- 2- Channeling problems, therefore liquid redistributors are usually fitted every three meters and packing size should be $\frac{1}{8}$ column diameter.
- 3- Heavier than plate columns.
- 4- If plant is operated intermittently, the alternate expansion and contraction of the shell may crush the packing.

Design of packed towers

The same operating line equation as for plate towers can be used to determine stream concentrations at any height in the column and the minimum L/G ratio. The main problem with the design of packed towers is the height of the tower. Various concepts have been used:

- HETP
- HTU

1- Height Equivalent to a Theoretical Plate (HETP)

Simple method, which ignores the basic difference between the operation of plate towers and packed towers.

$$\text{Height of tower} = \text{No. of theoretical plates} \times \text{HETP}$$

No. of theoretical plates same as for plate towers.

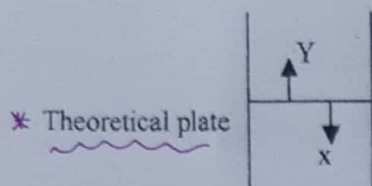
نظلم
 زي لو كان منا
 tray tower

بنجيه

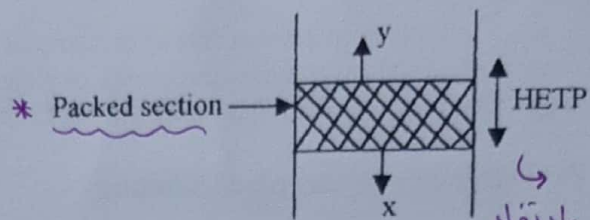
exper...



HETP: height of packing such that the liquid leaving the bottom of the section is in equilibrium with the gas leaving the top of the section.



* Theoretical plate



* Packed section

بناخذ section
بارتفاع

معين واد L واد vap
كأنهم equi مع بعض

بجيب plant
معينة بنفون
height
بته وبنقسم
على plate
theo
ارتفاع
HETP

HETP must be experimentally determined on pilot plants.

It varies with:

نوع وجم packing
يؤثر

- type and size of packing
- flow rates of each fluid (very strong dependence)
- system and concentration

For these reasons this method is not recommended.

2- Transfer units

diff.
equation

$$Z = \text{height of transfer unit} \times \text{no. of transfer units}$$

F type
سواء على جهة
اد gas
اد liq

Determined from flow
rates and transfer
coefficients

from concentration changes
in the column. (this term describes
the ease or difficulty of the operation)

التغيرات في
con في ال liq وال gas
سهول بعضنا

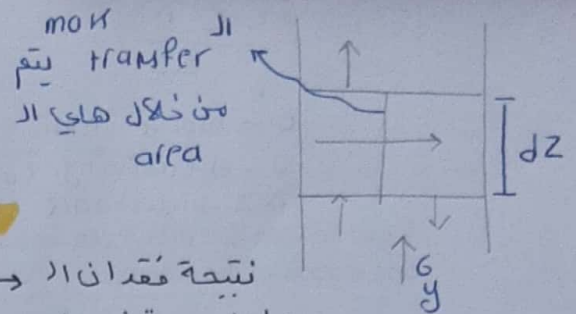
no of transfer unit

Starting with a differential material balance over a differential volume, together with Ficks law, one can obtain the height of the column by the integration of the resultant equation.

على مازادت
ad
يكون أصعب

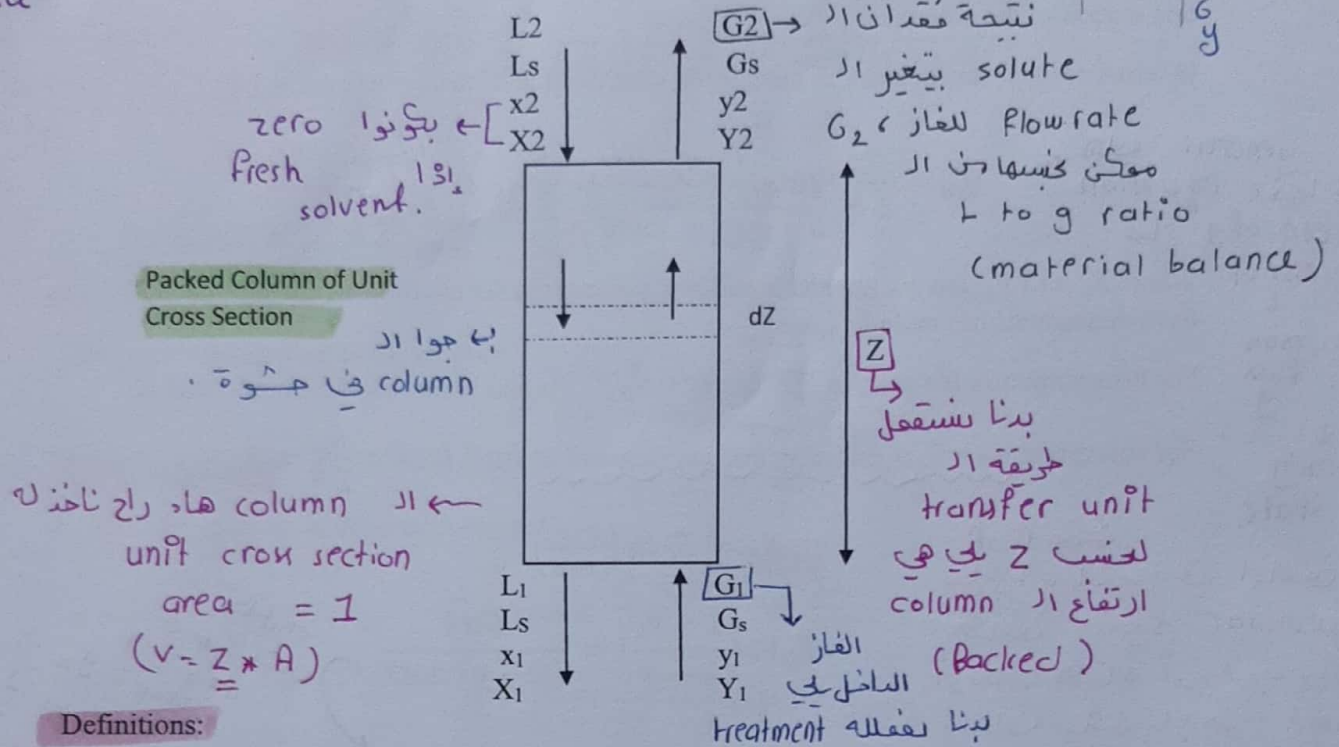


* بناخذ section داخل dZ column
فيه L طالع و V نازل ما عينا $equi$
والانتقال يتم خلال ال interface
(الفوت بين الداخل والطاح راج د $equi$ من خلال
packing streams



Transfer Units: Application to Gas Absorption

(interface



Definitions:

S : total effective interfacial surface for mass transfer per unit cross section (dimensionless)

Z : Packed volume OR packed height for a tower of unit cross section (Dimension L)

= volume of packing per unit cross section

a : Specific interfacial area = surface per unit cross section / packed volume (Dimension L^{-1})

therefore, by definition: $S = aZ$

dZ : Differential Volume total $\rightarrow$ per unit cross section

dS : Differential interfacial area

Consider the differential volume dZ :

Interfacial area is:

$$dS = a dZ$$

The net flux of solute A passing through the differential surface is given by:

$$N_A = \frac{dm}{dS}; \quad N_A = \frac{dm}{a dZ} \rightarrow dS$$

m = mole of A / area / time ; $m = G y$ (both G and y vary inside the tower)

$$dm = d(Gy) \quad \text{total flowrate}$$

$$dm = d\left(\frac{G_s y}{(1-y)}\right); \quad dm = G_s d\left(\frac{y}{(1-y)}\right); \quad dm = \frac{G_s}{(1-y)^2} dy; \quad dm = \frac{G}{(1-y)} dy$$

$$\therefore N_A = \frac{G dy}{(1-y) a dZ}$$

نقطة الانفلاق بعينا
تكمّل هاي الكهارة في
الهاي راج بوصلنا لارتفاع ال
column

ال G و ال y داخل ال
column متغيرات
علا ال L و ال V
يفتروا عند اي
section ال m الطالعة
بداي
 $G \times y$

ask :: believe & recieve

$$F = \frac{C \cdot D}{\Delta Z}$$

$C \rightarrow$ molar density (mol/volume)
 $D \rightarrow$ diffusivity (area/time)
 $\Delta Z \rightarrow$ distance (length)

* هنا اثنى اسعه F و K
 ΔZ طبقة قوية من ال interface
 Diffusion

It can be seen that $d(Gy)$ can be related to the mass transfer coefficients and the driving forces at this section of the column.

In terms of local coefficients, in the general case the flux of component A (N_A) is:

$$N_A = \frac{N_A}{\sum N} F_G \ln \frac{N_A / \sum N - y_{A,i}}{N_A / \sum N - y_{A,G}} = \frac{N_A}{\sum N} F_L \ln \frac{N_A / \sum N - x_{A,L}}{N_A / \sum N - x_{A,i}}$$

Where F_G and F_L are the gas and liquid phase mass transfer coefficients for substance A. They have dimensions of : mole/L² time

For binary mixture the net flux $\sum N = N_A + N_B$; N_A and N_B are molar fluxes A and B

For absorption $N_B = 0$ (A diffusing through stagnant B) and hence $\frac{N_A}{\sum N} = 1$

$$\therefore N_A = F_G \ln \left(\frac{1-y_i}{1-y} \right)$$

$$\therefore F_G \ln \left(\frac{1-y_i}{1-y} \right) = \frac{G dy}{(1-y) a dZ}$$

تكمّل من
 $0 \rightarrow 1$ z من
 y_2 الى y_1
 $2 \rightarrow 0$ z من
 1 الى 0
 bottom

$$Z = \int_0^Z dZ = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G}{F_G a} \cdot \frac{dy}{(1-y) \ln[(1-y_i)/(1-y)]}$$

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G}{F_G a} \cdot \frac{(1-y_i) - (1-y) dy}{(y-y_i)(1-y) \ln[(1-y_i)/(1-y)]}$$

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G}{F_G a} \cdot \frac{(1-y)_{im} dy}{(y-y_i)(1-y)} ; (1-y)_{im} = \text{log mean of } (1-y_i) \text{ and } (1-y)$$

$\frac{G}{F_G a}$ has units of height and can be determined experimentally.

It is called the **height of a transfer unit.**

$$H_{tG} = \frac{G}{F_G a} = \frac{G}{k_y a (1-y)_{im}} = \frac{G}{K_G p_t a (1-y)_{im}}$$

G and $(F_G a)$ are not constant but they seem to compensate for each other so that:

$$H_{tG} \approx \text{constant}$$

The ratio of the terms including y is dimensionless and when integrated gives the number of transfer units to make up Z .

$$N_{tG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{im} dy}{(y-y_i)(1-y)}$$

This integral is evaluated graphically or numerically

$$Z = H_{tG} \cdot N_{tG}$$

* معادلة التكامل

unit lex هاي Z

و يعتبر عن عدد القفزات
 الى بغير حجم transfer

له هلا من
 جهة ال g راح يعطي
 Z

(number of transfer unit)

اي تغير في البسط
 يوافق تغير في المقام
 (زيادة - زيادة) وهكذا
 بحيث يبقى ال ratio
 ثابتة

Transfer Units in Terms of Liquid Concentrations:

← بنحصل على نفس النتيجة
بلي موف إذا عملنا على ال

$$Z = \int_0^Z dZ = \int_{x_2}^{x_1} \frac{L}{F_L a} \cdot \frac{dx}{(1-x) \ln[(1-x)/(1-x_i)]}$$

liq

$$Z = \int_{x_2}^{x_1} \frac{L}{F_L a} \cdot \frac{(1-x)_{iM} dx}{(1-x)(x_i-x)}$$

$$Z = H_{tL} \cdot N_{tL}$$

The same relations apply for strippers.

لا تادي
Hg يكون 2 بتكون نفسها
سواء اشتغلنا به أو لا أو
جهة ال

Simplifications:

1. log mean $\cong$ Arithmetic Average

$$(1-y)_{iM} \cong \frac{(1-y_i) + (1-y)}{2} \rightarrow \text{بسهل التكامل}$$

$$\int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y_i) + (1-y)}{2(1-y)(y-y_i)} dy$$

$$N_{tG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{1}{(y-y_i)} dy + \frac{1}{2} \ln \left(\frac{1-y_2}{1-y_1} \right)$$

2. For dilute gases $(1-y_2) \cong (1-y_1)$

non soluble
عنا A بتكون
soluble

$$N_{tG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{1}{(y-y_i)} dy$$

إذا التغيرات بين ال top
وال bottom موكثرة
بنختار نؤخذ ave value
ونعبرها const
التكامل
يعبر أسهل

3. If we consider $(y-y_i) \cong \text{constant} = \text{average driving force in the column}$, then it can be seen that:

$$N_{tG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{1}{(y-y_i)_{\text{Average}}} dy = \left[\frac{(y_1 - y_2)}{(y-y_i)_{\text{Average}}} \right] \rightarrow \text{Total change of conc بين ال Top وال Bottom}$$

Which describes the number of times the driving force must divide into the change in gas concentration. This is a measure of the difficulty of the mass transfer operation and in an integrated form is called the number of transfer units.

ال ratio كاملة
بتعطينا عدد الفقرات
عدد التغيرات في ال
conce. من أسفل ال
column إلى أعلى ال
column
number of transfer
unit
ask :: believe & recieve

Henry's law الحالة التي ينطبق عليها

Dilute solutions obeying Henry's law applies:

Tray Towers:

بنفوس الكماديتين في بعض

Dalton's law: $p = y p_t$
 Henry's law: $p = \mathcal{H} x$

(Raoult's law: $p = p^s x$)

$y = \left(\frac{\mathcal{H}}{p_t} \right) x \rightarrow \text{const}$
 $y = m x \rightarrow \text{const}$ slope of the equilibrium line
 Where m is a constant (equi equation)

* This is a straight line equation using mole fractions

For dilute solutions

سواء أخذنا G_s أو L_s أو G و L

$y \cong Y$ and $x \cong X$
 $G \cong G_s$ $L \cong L_s$
 العادية راح يعطينا
 فقط مستقيم لا
 و ان equi.

$\therefore$ any concentration unit will give straight lines: operating and equilibrium

In these cases the number of theoretical plates can be determined using the **Kremser equations**

	Absorption	Stripping
$A \neq 1$	$N_p = \frac{\left[\frac{N_{N_p+1} - mx_o}{y_1 - mx_o} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A}$	$N_p = \frac{\log \left[\frac{x_o - N_{N_p+1}/m}{y_1 - N_{N_p+1}/m} \left(1 - \frac{1}{S} \right) + \frac{1}{S} \right]}{\log S}$
$A = 1$	$N_p = \frac{y_{N_p+1} - y_1}{y_1 - mx_o}$	$N_p = \frac{x_o - x_{N_p}}{x_{N_p} - y_{N_p+1}/m}$

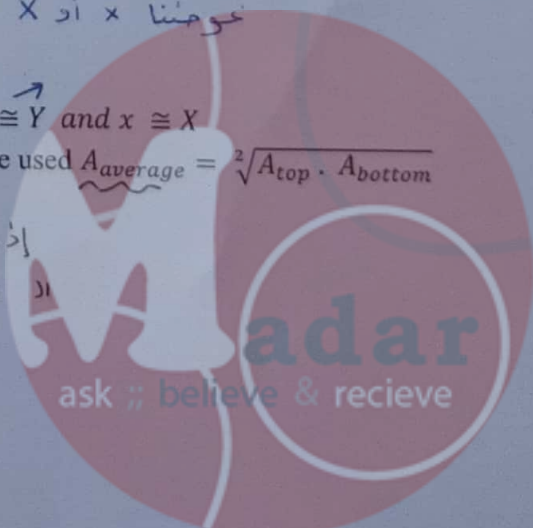
نستخدم لما يكون عننا dilute solution

$A = A = L/mG$, and $S = mG/L$

Notes:

- These relations can also be used with mole ratios since $y \cong Y$ and $x \cong X$
- If A top is not the same as A bottom, a geometric average can be used $A_{average} = \sqrt{A_{top} \cdot A_{bottom}}$

إذا في اختلاف A بين top و bottom بنأخذ A ave



م بنسب های
 العین و بنقاع معاد
 و بخود A
 no. of theo.
 plates.

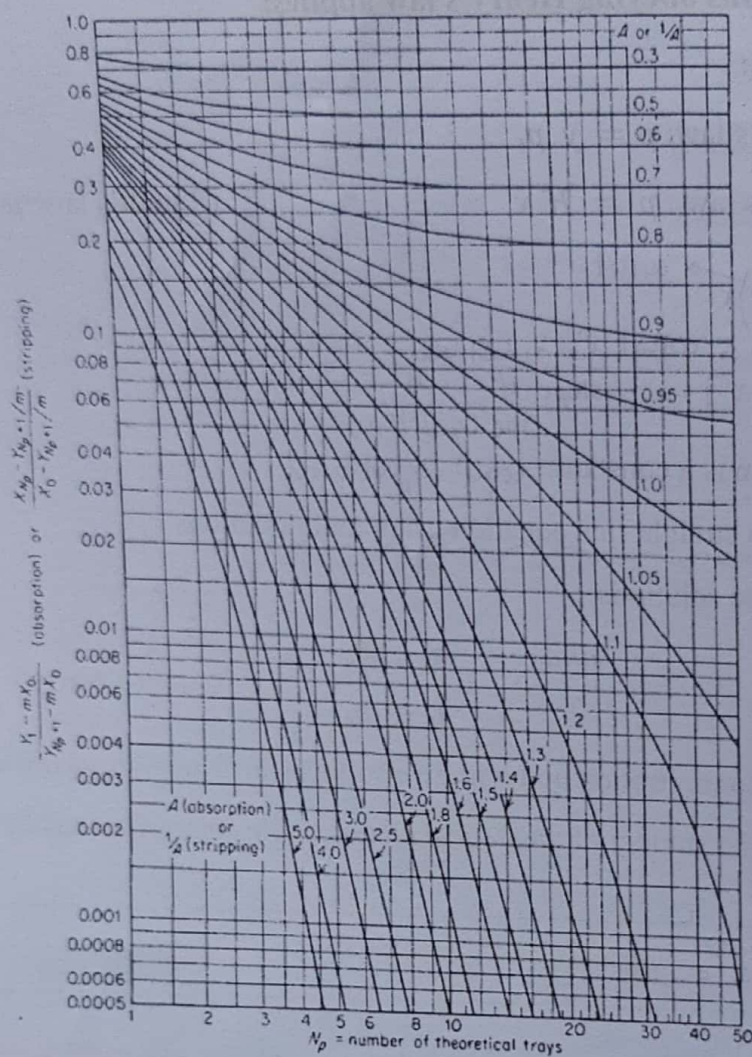


Figure 5.16 Number of theoretical stages for countercurrent cascades, with Henry's law equilibrium and constant absorption or stripping factors. [After Hachmuth and Vance, *Chem. Eng. Prog.*, 48, 523, 570, 617 (1952).]



Packed Towers:

معادلات
نسبة معادلات
→ Kremser

The Kremser type equations for packed towers may be used:

$$y = mx$$

For absorbers:

number of transfer unit in gas
← N_{tOG} ← H_{tOG}

$$N_{tOG} = \frac{\ln \left[\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \right] \left(1 - \frac{1}{A} \right) + A}{1 - \frac{1}{A}}$$

$$A = \text{absorption factor} = \frac{L}{mG}$$

For strippers:

$$N_{tOL} = \frac{\ln \left[\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} \right] (1 - A) + A}{1 - \frac{1}{A}}$$

Relationship between $N_{tOG} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln A$ N_p ← number of theo. plates

← هاي الكمادنة

علاقة بين

tray واد

packed tower

$$A = 1.25$$

$$N_{tOG} = 1.116 N_p$$

$$A = 2.0$$

$$N_{tOG} = 1.386 N_p$$

$$N_{tOG} > N_p$$

← optimum

For Strippers

$$N_{tOL} = \frac{\ln(S)}{1 - A} N_p$$





* في اد exp data بهما شغلين =

① حدود الذائبة وبين التراكيز لي يكون فيها one phase و 2 phase LL range لي فيه 2 phase .

② اد equi data علامة اد 2 phase مع بعض .

Selectivity

له حكي
general

The effectiveness of the solvent may be expressed by comparing the ratio of solute to liquid A in B rich phase to that in the A-rich phase at equilibrium. This is defined as the "selectivity" of the solvent or the

زبهازي اد

ال α كانت
ratio بين

mvc في اد

ل LVC في اد

qia وكون نفس

المبدأ

"separation factor" (similar to relative volatility in distillation).

$$\beta = \frac{(\text{mass fraction of C in B rich}) / (\text{mass fraction of A in B rich})}{(\text{mass fraction of C in A rich}) / (\text{mass fraction of A in A rich})}$$

هون باد A

[E]: B rich

[R]: A rich.

$$\beta = \frac{y_{CE} / y_{AE}}{x_{CR} / x_{AR}}$$

$$\text{mass fraction} = \frac{y_{CE}}{x_{CR}} \cdot \frac{x_{AR}}{y_{AE}}$$

وهي مايقابل اد
في اد distillation

$$\text{For } K_C = \frac{y_{CE}}{x_{CR}} \cdot \frac{x_{AR}}{y_{AE}}$$

$$K_A = \frac{y_{AE}}{x_{AR}} \cdot \frac{x_{CE}}{y_{CE}}$$

$$\beta = \frac{K_C}{K_A}$$

عشان يجي selectivity
اذا اقل من 1 اد transfer

Experimental determination of data

Solubility (binodal curve or demixing curve or solubility limit)

An isothermal binodal curve is determined as follows:

1. Start with a known mixture of A and C in the miscible range - Point M.
2. Add Component B by titration until mixture becomes turbid (cloud point) Point 1
3. Add known amount of C to obtain point 2 in the miscible range.
4. Add more B to obtain point 3
5. Continue to obtain the complete binodal curve

* على رقة

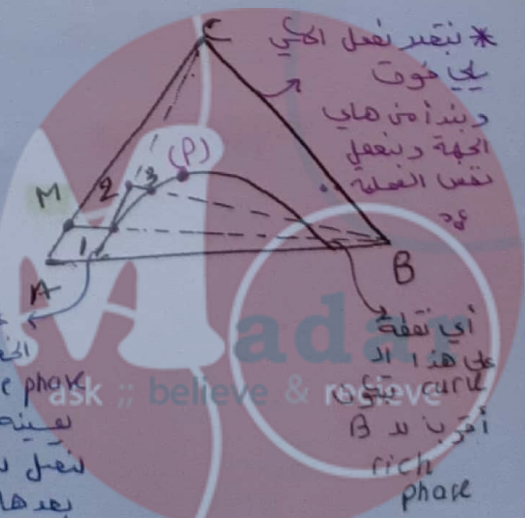
بتكون على T

وعدة اد P

لا يوتي

كثير على اد

solubility data



ask :: believe & resolve

Tie line determination:

equi relation. $\hat{L}L7$ على line lie يعنى

اذا كنا كيث tie line data بتقدر
نرسم $(x-y)$ ، اذا ما كنا كيث
نعمل interpolation بنستخدم Δ

c  conjugate
curve

النقطة إذا تلتنا
بضمها (راح نطالع لغو
في الـ 2 phase

وبؤخذ عينة من الأطراف لـ $fireline$ (A) ، معقن ببدء من
أكبر من نقطة تحت بس كلم يكون ، الم نفس ال $conc$ وبعد
نترك لغو مهة C ونحصل نفس ال $data$

in the form of solubility data, with a limited number of tie line data, and for process calculations it is necessary to interpolate or extrapolate to cover the full range of interest.

Alternatively, tie line correlation or conjugation curves may be constructed, by drawing lines parallel to the sides of the triangle from the ends of available tie lines.

یعنی :-



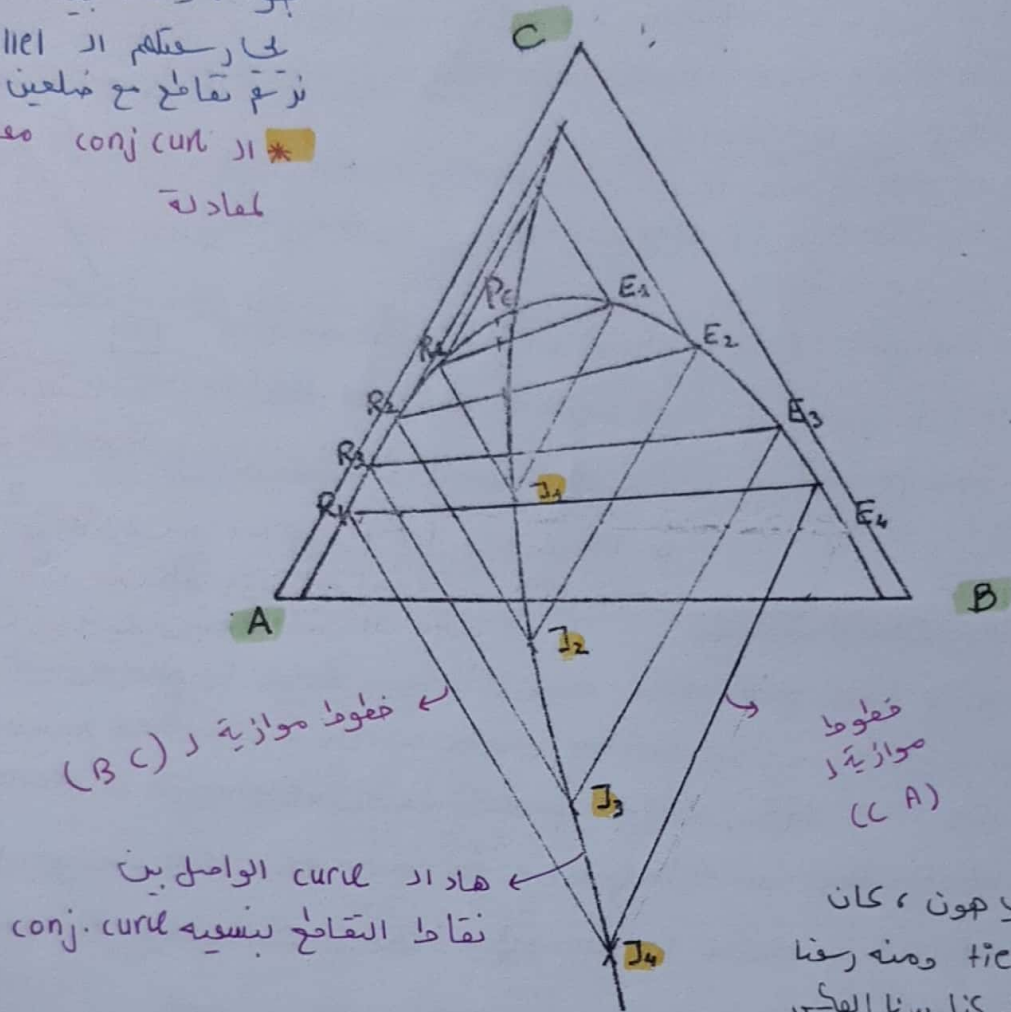
الخمين في نقعة و بفعل

و السقام الى راح سقاموا عند

نَقَّهُوا عَلَىٰ هَذَا وَاحِدًا رَّيًّا إِلَى السَّوَةِ

conj curve.

* في الرسمة الأولى $conj\ curve$
 طالع ليرة وفي الرسمة الثانية
 جوا ، وهاد بيعدت شو الضلعين
 لي راسكهم او $parallel$ ، الهام
 نرسم تقاطع مع ضلعين
 * او $conj\ curve$ ممكن خونه
 لمعادلة

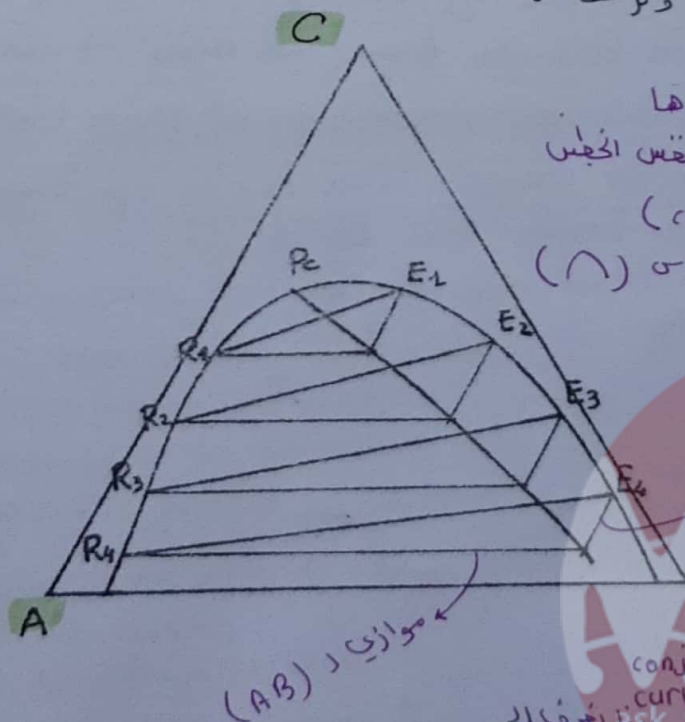


هادر $curve$ الواصل بين
 نقاط التقاطع بنفسه $conj\ curve$

* في الحالتين يلي هون ، كان
 عنا او $tie line$ ومنه رسنا
 او $conj$ لتعرفن كنا بيدينا الهام
 يعني عند أي نقطة على او $conj\ curve$
 تعرفن او $tie line$ بقها ونرسمه :-

الخطوات :-

من النقطة يلي بيدينا باياها
 نرسم خطين موازيين (نفس الخطين)
 يلي رسنا منهم او $conj\ curve$
 ونبعد الخط لتقاطع مع القوس ()
 ونوصل للرسم او $tie line$.



هادر او $conj\ curve$
 تعرفن او $tie line$

$tie line$ عند نقطة P

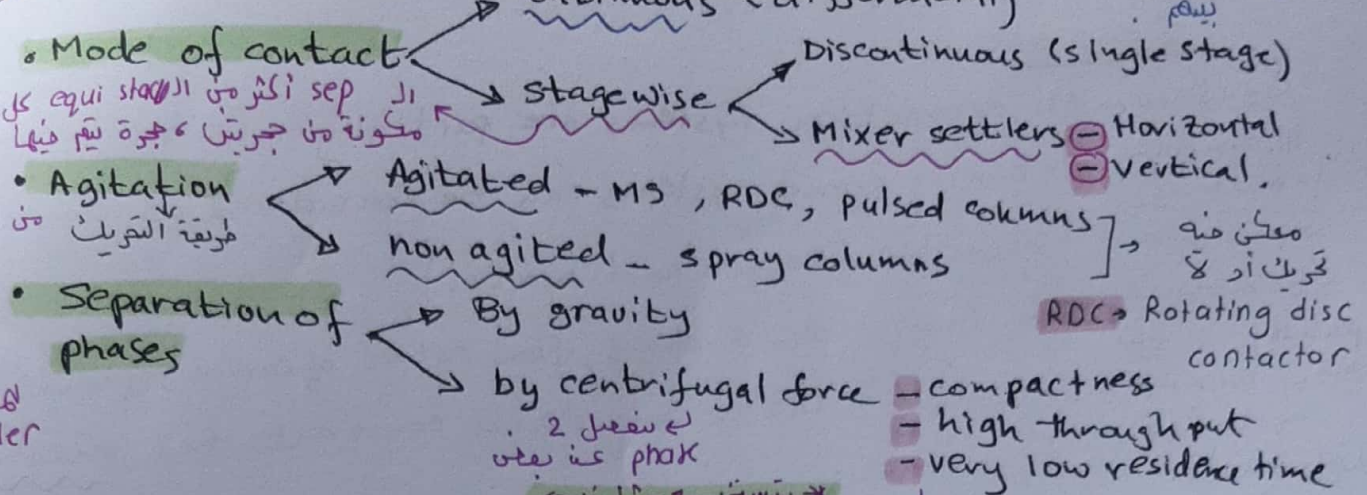
هادر الرسمة الأولى فرسنا من النقطة

خطين واحد موازي لـ (C A) والثاني لـ (B C) وتقاطعهم مع القوس عند

$tie line$

كيف يعمل contact بين ال 2 phase

types of Contactors:



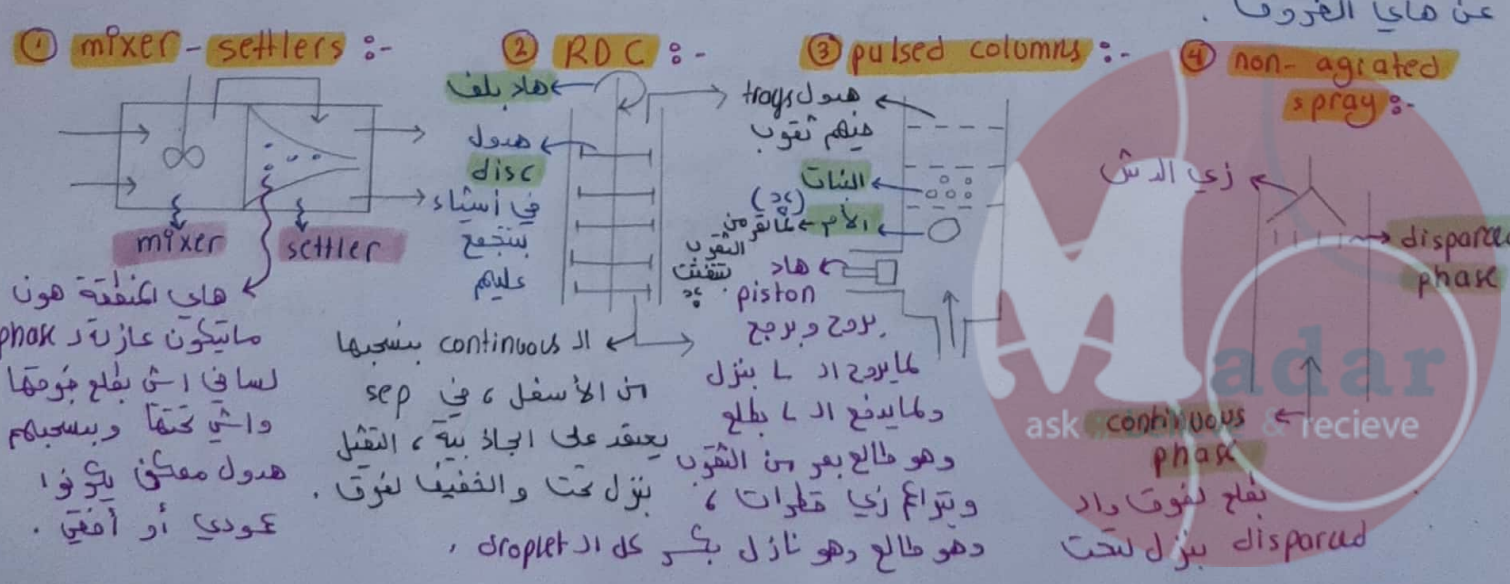
ال 2 phase
equi stage
لعمل كحالة
مكونة من جزئين
طريقة التحويل
من ال 2 phase
ويقلعوا الحجرة
ثانية يمر منها
لا settling
لهذا اسم
mixer settler

choice of solvent:

1. High selectivity for solute or separation factor β
2. Separation after mixing must occur quickly.
i.e. reasonable differential density, interfacial tension and viscosity prevent emulsification.
3. Low viscosity reduces pumping cost
4. Low (vap pressure) pressure to avoid high pressure operation agitation
5. Check toxicity, inflammability and cost.

كلما زاد
ال 2 phase
الاحتكاك وال
pumping cost
تزداد
إذا ال P
عالي جدا لزوجة
P عالية أعلى من ال
Pv عشان ما يتطاير ال
solvent بس إذا كان low
ما يحتاج ضغط عالي.

ما خلط لازم
العقل يعبر سراح بعد
الخلطة، التوتر السطحي
والذائبة مهمين، نتيجة ال
إذا كانت قوية
بتكون وحدة من ال
phase لقطرات ناعمة
جدا بتكون emulsion
زي (الحريم والكيوتر) ويجبر
صعب الخلط لذلك بدنا بنعد
عن هاي الظروف.



Basic Extraction Calculations:

LL 10

General:

All extraction systems are partially miscible to some extent; some systems can be considered as completely immiscible (Benzene and water)

For immiscible systems, flow rates of carriers (A and B $\Rightarrow R$ and E) can be considered constant and McCabe-Thiele type analysis or Kremser equations are used for the extraction calculations.

For partially miscible systems, a calculation method which allows for the variable flow rates must be used.

In the following, calculation procedures will be limited to isothermal ternary systems for the following arrangements:

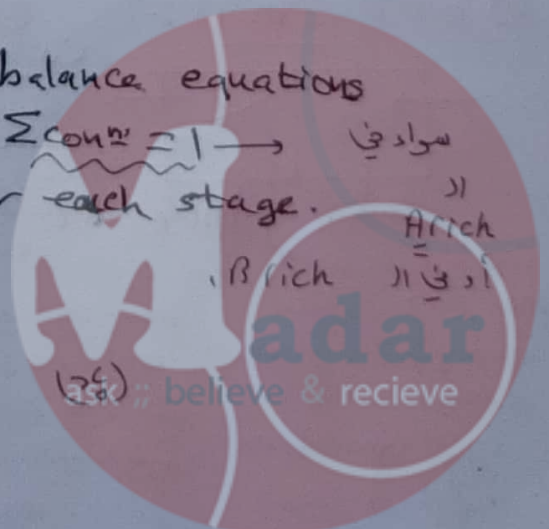
- Single stage
- Cross flow
- Countercurrent multi stage.

The solution may be handled in two ways

- stage wise calculations
- graphical determination.

* For ternary systems, the following sets of equations may be used:

- 3 independent mass balance equations
- 1 composition equation $\sum x = 1$
- 1 eqm relationship for each stage.



ممكن يكون
immiscible
زي R و E
بذوبوا في بعض
في بعض الأحيان
partially miscible
الحالة ما بعد
نطبق القوانين
القديمة.

إذا كانوا
miscible
نعمل
constant flow
نستخدم زي
ponchon
method
solvent-conc.
diagram

general
كل الحالات في عين
الاعتبار
بشكل
تختلف الحالة
حالة

stage to stage calculation
McCabe-Thiele
إذا كان
immiscible

أح تعامل مع
ternary sys
(A, B, C) بفض
total
النظر إذا
partial miscible

نستخدم
ternary
(x-y)
diagram

مراد في
Adrich
أدري

إخراج عياني عن الحبات لي ممكن فعلهم في اد (Liq-liq) ext. اد sol sys لول partial miss.

Calculations Based on total immiscibility of carrier

Solvents (A and B).

الحالة الأولى A و B

عمل في ادر solvent
For simple ternaries on solute free basis: $\rightarrow$ ثرثو في بعض

و سَوْرَةُ بَيْتِ

γ ; mass ratio of solute in Extract (E phase).

في البداية A يكون على

X: mass ratio of solute in Raffinate (R phase).

Simple single stage

solution A+C is

Rich in A

مخرج وبقائه الـ

solvent ممتحل

solvent

ويعطى Y_1 و R (بعضي) X_2

2. $\lambda_2 = 1$ (double root)

for fresh solvent $Y_0 = 0$

At eqm $y = mX$

m : partition coefficient

at any value of $X = b$
tangent to curve at that
point

Fresh $Y_0 = 0$ $131 \leftarrow R_s(X_2 - X_1) = E_s Y_1$

$$Y_0 = 0$$
$$[Y_1 = mX_1]$$

at equi. $\leftarrow Y, \& X,$

$$\frac{X_2}{X_1} = m \frac{G_s}{R_s} + 1$$

Extraction Ratio

الماتس لها ١١

curve m

على فرض
افهم خلعوا [outlet]
at equi

Y.

4

$$\text{slope} = \frac{R_s}{E_s} = \frac{Y_1 - Y_0}{X_1 - X_2}$$

tie line

بِی خوف

معادلة مفيدة وال

$-R_s / E_s$ slope

Fresh [لوکان] =
های بهاتون عند
origin

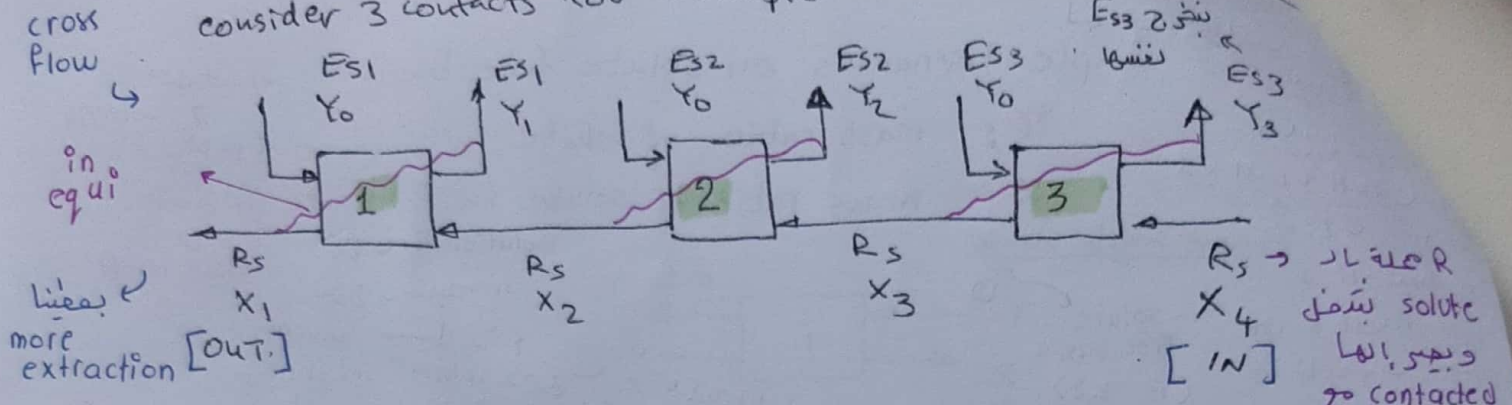
* % Recovery (% Extraction) = $\frac{x_2 - x_1}{x_2} \times 100$ x_1 : out
 x_2 : in.

→ $E_T = m \frac{E_S}{R_s}$ Extraction factor.

$$\therefore \frac{x_2}{x_1} = (E+1)$$
$$\Rightarrow \frac{X_1}{X_2} = \frac{1}{(E+1)} = \frac{X_{OUT}}{X_{IN}}$$

Simple multiple contact (Repeated application of solvent)

consider 3 contacts for example.



Increase range of extraction ratio and enables production of extracts of different concentration.

* Extraction ratio = $\frac{X_4}{X_1}$

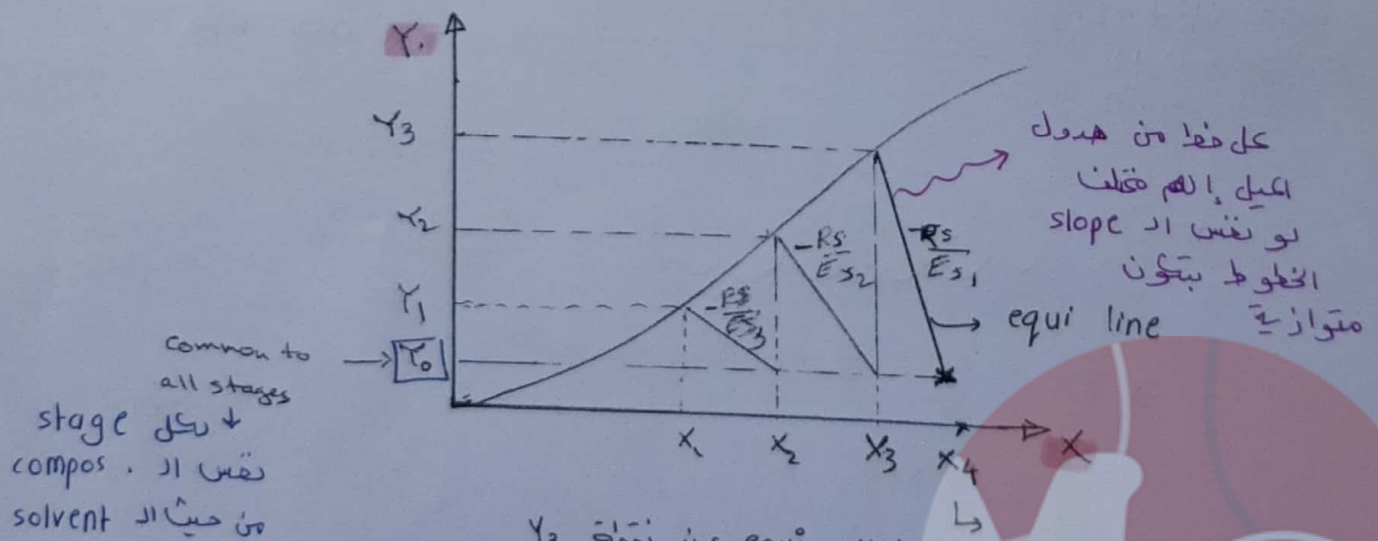
$\Rightarrow \frac{X_4}{X_1} = \frac{X_4}{X_3} \times \frac{X_3}{X_2} \times \frac{X_2}{X_1}$

stage extraction ratio factor

$= \left(\frac{m E_{S1}}{R_S} + 1 \right) \left(\frac{m E_{S2}}{R_S} + 1 \right) \left(\frac{m E_{S3}}{R_S} + 1 \right)$

Special case $E_{S1} = E_{S2} = E_{S3} = E_0 = \frac{\text{Total Solvent}}{\text{No. of stages}}$

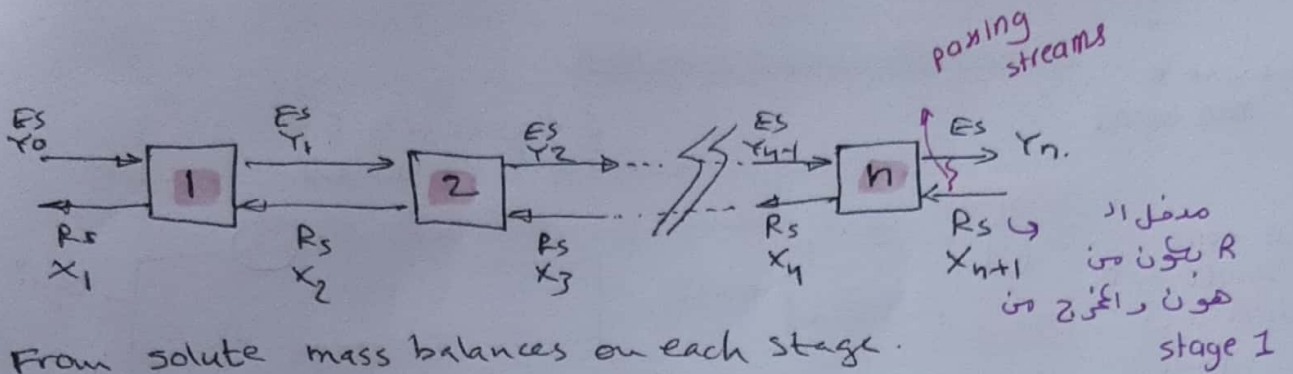
$\therefore \frac{X_4}{X_1} = \left(\frac{m E_0}{R_S} + 1 \right)^3$



دخلنا X_4 وحصلنا Y_3 عند نقطة Y_3 في X_3 وهي X_3 يكون Y_0 وال X_2 مع Y_0 stage 1

ask :: belkadir & recieve

Continuous Counter Current Extraction:

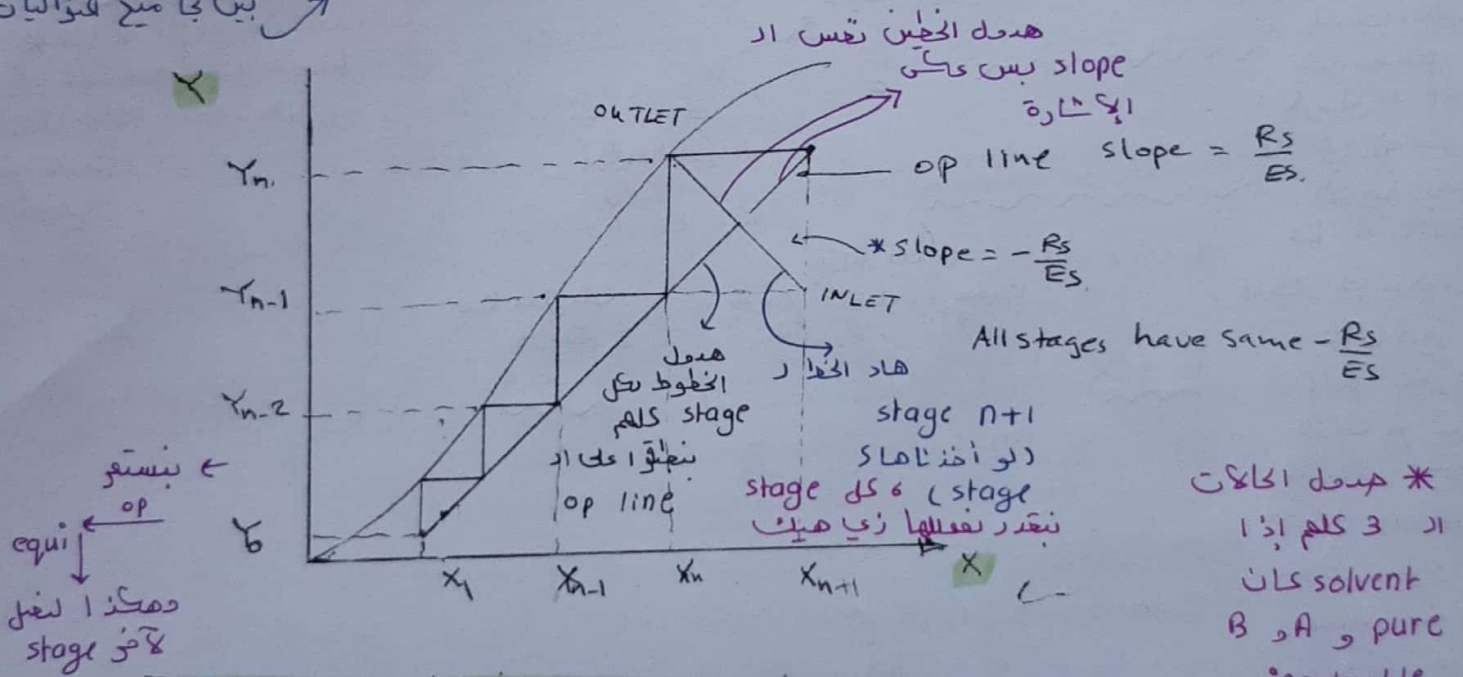


From solute mass balances on each stage.

* Extraction ratio = $\frac{X_{n+1}}{X_1}$

← بنقتر نعمل max balan على كل stage راج يطلع متواليه هندسيه، او ratio بين جا مع التواليات

$$\frac{X_{n+1}}{X_1} = \frac{\left(\frac{mES}{R_s}\right)^{n+1} - 1}{\frac{mES}{R_s} - 1}$$

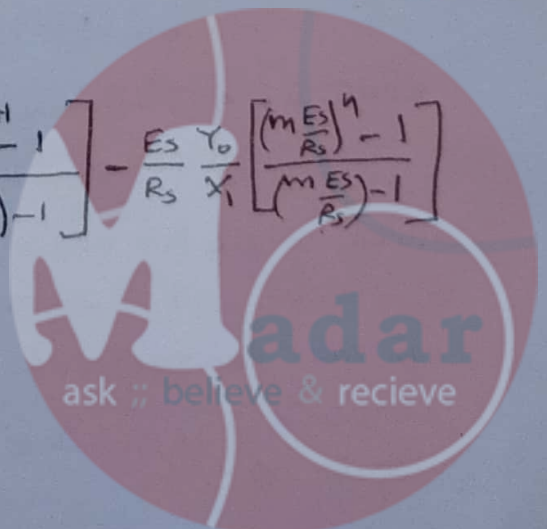


Impure solvent is recycled solvent

$[Y_0 \neq 0]$

* Extraction ratio = $\frac{X_{n+1}}{X_1} = \frac{\left(\frac{mES}{R_s}\right)^{n+1} - 1}{\left(\frac{mES}{R_s}\right) - 1} - \frac{ES}{R_s} \frac{Y_0}{X_1} \frac{\left(\frac{mES}{R_s}\right)^n - 1}{\left(\frac{mES}{R_s}\right) - 1}$

if $\frac{ES}{R_s} > 1$



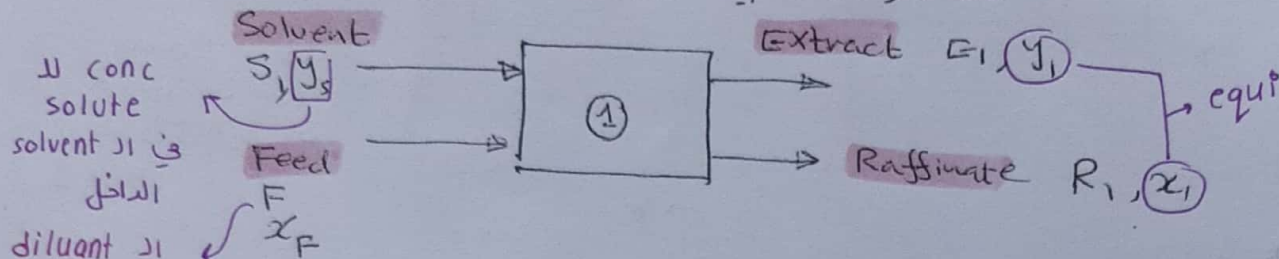
كله بترتب في

General Case!

Single stage contacting:

* هون نستخدم
max balance

E_1 & S_1 مو نفس الات
لأنه صار عنا ذاببة قلفة



* F : Feed stream - contains diluent (A) + solute (C)

* S_1 : Solvent stream to stage: generally contains

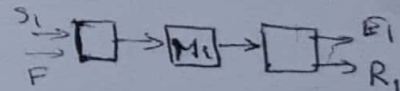
Small amounts of A and C dissolved in solvent (Recycled)

CASE!

Known variables: $F, S_1, x_{CF}, x_{AF}, y_{CS}, y_{AS}$
Unknown or desired: E_1, R_1 and outlet stream compositions

3 variables
نخلط بعدين
بتركهم يفضلوا ويعطونا
 E_1 و R_1

Mixing $F + S_1 \rightarrow M_1$
Mixture M_1 is a two phase mixture



Equations:

Overall balance

$$F + S_1 = M_1 = E_1 + R_1$$

①

Component balances:

solute * C - balance:

$$x_{CF} F + y_{CS} S = y_{E1} E_1 + x_{C1} R_1$$

②

diluent * A - balance

$$x_{AF} F + y_{AS} S = y_{A1} E_1 + x_{A1} R_1$$

③

Equilibrium: Solute is distributed between two phases

$$y_{CE} = m x_{CR}$$

④

ask :: believe & recieve

مجرد ما يكون C في E كأننا حددنا هياي النقطة
على $solu. curve$ منبدر كند A و إذا عرفنا C يي في R
منبدر كند x_B و x_A

LL 15

y_{AE} : Obtained from Extract Saturation Curve (5)
(Knowing y_{CE} from tie line data).

x_{AR} : Obtained from Raffinate saturation curve (6)
(Knowing y_{CR} from tie line).

لازم تأكد $\sum x_{iR} = 1$ (7)

ان المجموع يباري $\sum y_{iE} = 1$ (8)

trial & error

Solve system of equations (numerically).

Graphical Solution:

graphi
وهو الأسهل
معنى

الرافة للقائمة يي
تحت بقطنا C comp

(3) بخبر F و S_1 و بتوصل بينهم
خط هاد الحفا راج بقطنا النقطة M يي
هي mix (نقطة M بتقاطع F و S_1)
lever rule

(2) بخبر ما كند S_1 بدنا كند F
يي بتكون معروفة لأن بتعرف $comp$ و $solute$



(4) بدنا نورد على
Hic line يعبر بالنقطة
A (ما بتغير نالاقية
بالزبط) نبرسم خط فوق
وحتت وبتفعل

(1) اول خطوة
إذا كان $pure$ S_1 على طرف
لكنك إذا $pure$ بتكون مواكلك بكن في منطقة $ad homo$.

1. Locate points F and S (known compositions).
2. $F + S_1 \rightarrow M_1$. M_1 must be within the two phase region. It may be determined by:

lever rule (not recommended)

Calculating the composition of point M_1 which falls on the line $\overline{FS_1}$

$$x_{M_1} = \frac{F \cdot x_F + S_1 \cdot y_S}{F + S_1}$$

على هذا الخط mix ad

If composition of M_1 is given, then $reqd. S_1$ is

$$\frac{S_1}{F} = \frac{x_F - x_{M_1}}{x_{M_1} - y_S}$$

هون في حال أعطانا ask believe & recieve
ال M وحتا اعصب S_1
اللزامة لتغطي هاد ad

نستعمل هياي العلاقة $conce$

3. Mixture M_1 will separate into $E_1 (y_1)$ in equilibrium with $R_1 (x_1)$. Usually y_1 and x_1 are not known a priori; therefore a tie line that passes through M_1 must be found by trial and error, consequently y_1 and x_1 are determined.

4. Quantities E_1 and R_1 are then calculated as follows:

$$E_1 = M_1 \times \frac{(x_{M_1} - x_1)}{(y_1 - x_1)}$$

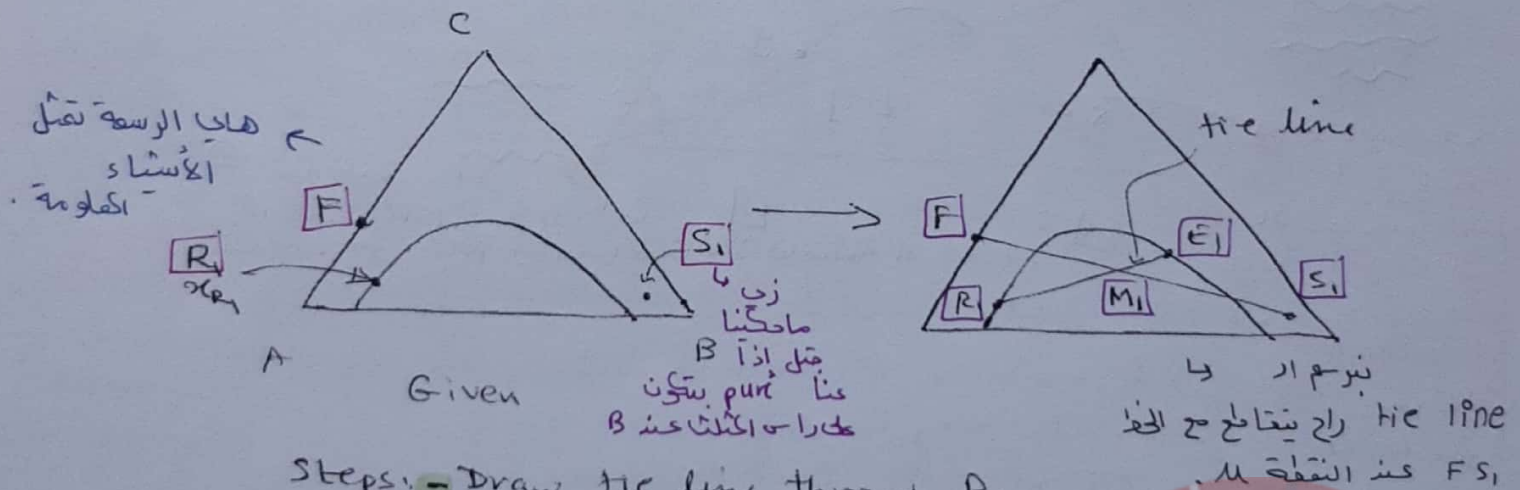
$$R_1 = M_1 - E_1$$

Case 2:

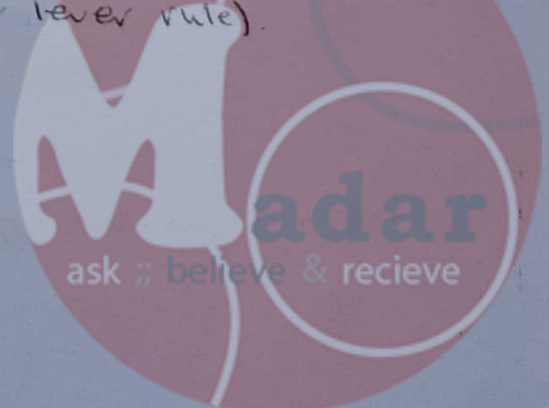
Known: F , x_F , y_S , $x_{A,F}$, $y_{A,S}$, x_{R_1}

Required S , E_1 , R_1 and outlet stream compositions.

Graphical solution:



- Steps:
- Draw tie line through R_1
 - tie line intersects with FS_1 at M_1
 - Find S_1 (calculation or lever rule)
 - E_1
 - R_1
 - compositions.



Notes:

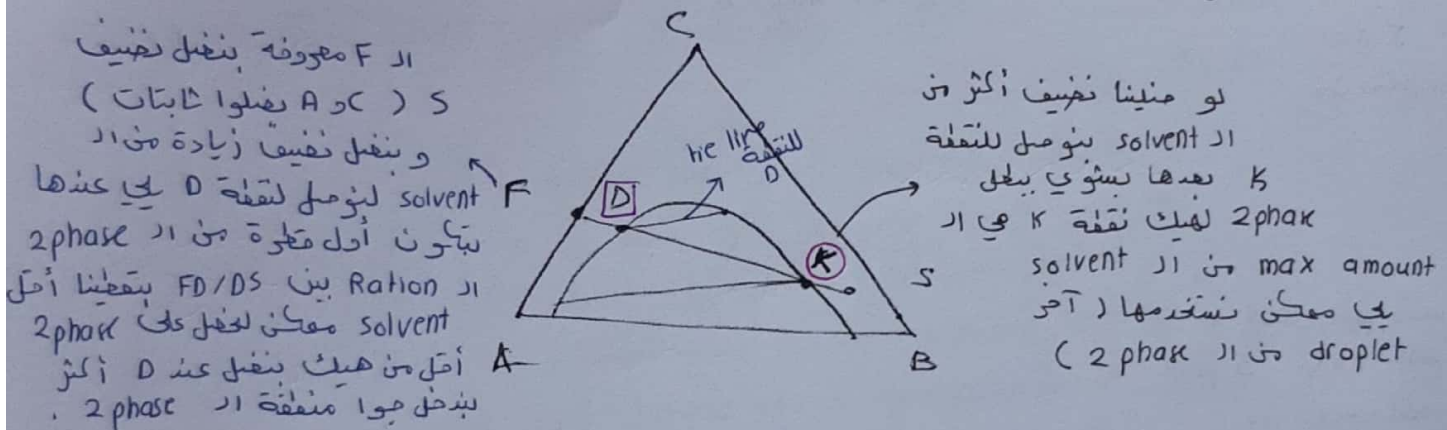
① If solvent stream is pure then $y_{B,S_1} = 1$
 and point S_1 would be at the B apex. رأس
المثلث

② For a given feed and solvent concentrations,

the minimum amount of solvent required to form
 with F a 2 ϕ mixture would be given by point "D",
 and the maximum amount of solvent allowable for
 2 ϕ mixture is given by point "K".

* Min solvent $\rightarrow$ Very small amount of extract

* Max solvent $\rightarrow$ Very small amount of Raffinate



③ Same analysis can be carried out on solvent free
basis. solute.



Cross Flow Contacting

- Fresh solvent is fed to each stage
- Raffinate from one stage is fed to the subsequent stage
- Amount of solvent for each stage may be different
- Stages may be operated at different temperatures

Feed S لكل stage

داخل عليها (S_1, S_2, S_3)

دمومزوري

يكونوا زي

بعض عنا

total S

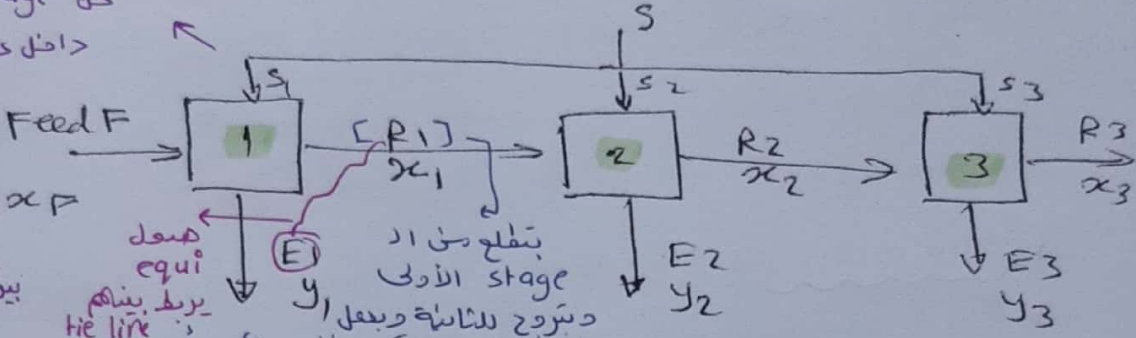
بين ال stage 3

دمومزوري

بالساري

لكن S

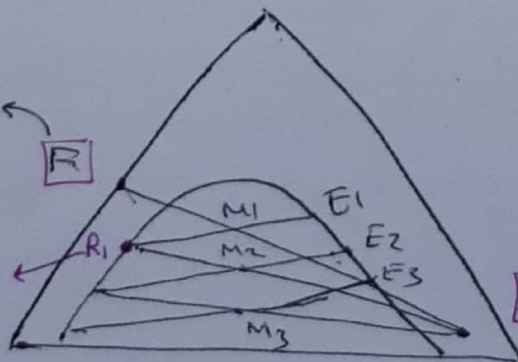
من نفس المصدر



The same analysis applied to single stage is used for each stage, thus:

- Each stage has an point
- For each stage E and R are obtained by trial and error (in finding a tie line).
- All stages have a common S point, since the same solvent is used but fed in different amounts.
- operating possibility:
 - ⊖ Same E/S ratio for each stage
 - ⊖ Same amount of solvent
 - ⊖ Different amounts of solvents

C



stage ال Feed ال
الاولي موصل بين F و S
ويحدد M و ال tie line

هاي النقطة R1 هي
نفسها راج تكون Feed
ال stage الثانية A

مختلج موصل مع S
ويحدد M2 و ال tie line
ويكمل بنفس المبدأ

لاخر stage

S

B

