Separation Process 2

2023

Perpared By:
Fatima Arafat

Dr:
Reyad Shawabkeh

Separation Processes II
(Combined Heat & Mass Transfer)

Reyad Shawabkeh

Professor of Chemical Engineering
The University of Jordan

Credit is given to Professor Zayed Hammori for sharing his teaching notes

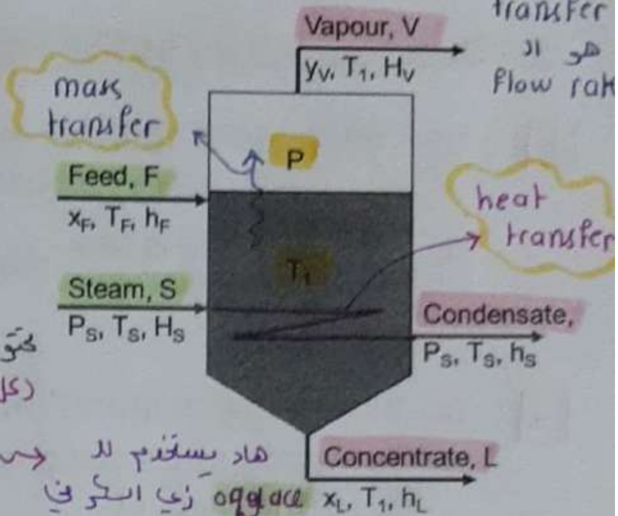
الهدف منها نعمل conc. لهاد ال sol'n بحيث لما بعدين ال sol'n get conc. ال solute ننزعه منه بواسطة cryst.

* ال common بين ال mass & heat transfer هو ال flow rate

Definitions

↳ removal of water from solution ↗ عملية ثانية زي ال process

Evaporation is the process that changes liquid water to gaseous water. The vapor from a boiling liquid solution is removed and a more concentrated solution remains لما نستخلص السكر من ال solid بنعمله leaching باستخدام hot water والسكر بذوب بالمي فبصير عندي كمية كبيرة من المي تحتوي على السكر بنخرها وبعمل crystal. وبطلع السكر (كل ال chemicals بطلاب يلي على شكل powder بنفس المبدأ ...)



Application:

- The concentration of aqueous solutions of sugar, sodium chloride, sodium hydroxide, glycerol, glue, milk, and orange juice. ⤳ هاد بستخدم لل aqueous زي السكر في الي ولل non aqu. زي اذا عندي org. solution مع الزمن وال T راح يترسب بعض ال solute وفيه اشي ما بترسب، يلي بترسب بستخدم لأهداف معينة.
- Evaporate seawater to provide drinking water

* مثلاً عندي ملح وبدي أطلعه ك powder زي مصانع KCl، بيجي sol'n من البحر الميت وهاد بدي أخذ المي منه من البداية وأوصله ل level معين وبعدها بدي آخذ هذا ال conc. sol'n أوديه على process ثانية، كان بإمكاني من البداية أوديه على ال process الثانية لكن هاي راح تعمل cost عالية على ال removal لل water بهاي ال process وبالتالي بحتاج أشيل هاي المي من ال sol'n في process قبل ما أوصله لمرحلة ال crystaliz.

* ممكن أكون بدي ال water أو ال sol'n، مثلاً إذا بدي أعمل decalination وأطلع ال pure water واستخدمه باخذ مية البحر وبغليها وبطلع منها vap وال vap بكثفه وبالتالي ال pure water هو my target، بس مصانع ثانية زي البوتاس أنا بكون بحتاج ال sol'n الي ما بتعني ممكن أستخدمها لأشي ثاني بس هي by product مش main product.

* كيف تحدث العملية (شرح الرسمة يلي فوق ...): هنا ال still (container) وهو closed sys هاد ال still داخل عليه feed هذا ال feed عادة x_F له بتكون 5% أو max 10% وبدي أرفعها ل 40 أو 50%. إذا داخل ال feed ب comp. معين و T و h معينة (هذا ال feed إذا داخل على درجة حرارة الغرفة، إذاً أنا بدي حرارة كامنة حتى أرفعه وأوصله لعملية ال boiling لأن عملية التبخير لا تحدث إلا لما نوصل لمرحلة ال boiling وبلش يطلع vap لهيك from eff. point view I should introduce feed at level of boil هذا ال feed داخل continuous بمر داخل ال still بيمكث فترة من الزمن وبعدها بطلع من العلوي الآخر، إيش ال common يلي فيه إنه ال salt الداخل هو نفسه الطالع من تحت ما راح يطلع من فوق لأنه from MB ال feed الداخل جزء منه ينزل تحت (concentrate) وجزء من فوق (vapour)، كمية ال salt الداخلة هي نفسها كمية ال salt الطالعة كمية ال salt الداخلة بالنسبة لل feed هي ال mass fraction تبعته يعني داخل ب mass fraction قليل لأنه كمية ال feed كان فيها water زيادة، الملاحظة بين x_L و x_F منهم بقدر أطلع ال L (نسبة ال salt عالية والمي قليلة) يلي بخلي ال feed يخسر من إنه بدنا نكون مدخلين على هذا ال still ← steam هاد ال steam ما راح يكون indirect contact with sol'n هو داخل ب dacket معين، هاد ال steam الداخل ممكن يكون داخل على شكل sat'd vap أو super heated لكن ما بكون sat'd liq، إذا sat'd vap معناها T_s هي sat'd Temp وما بكون sat'd في equ. بين ال T وال P حسب Antoin equ بالتالي ال P_s sat'd P، أما إذا كان super heated ال T أعلى من ال sat'd ... ٪

latent heat
* لنفرض إنه الداخل sat'd vap ما بيدخل مع هاد الـ sys. بيعمل الـ exchange لل latent heat
فبطلع عندي sat'd liq من الجهة الثانية ، الفرق بين Hs و hs في الـ latent heat ، ما بيكون
super heated بيكون داخل بـ degree of super heating أعلى من الـ Hs لكنه بيعمل exchange
لهاي الـ degree العالية بالإضافة لل latent heat ومع هيك برضو بطلع sat'd liq .
* إذا الـ feed عبارة عن مي B.p = 100 بما إنه الـ steam والـ feed داخلين at B.p
وبس صار الـ exchange لل heat ؟؟! بالنسبة الـ salt فيه أعلى بالتالي هو can
acomedate عملية heat ; زيادة (extra heat) فياخذ الـ latent heat من الـ steam وبما إنه
أخذ وصار الـ feed ذات الـ boiling level راح يطلع عنا دائمًا وأبدًا vap ، الـ losing لل
water على هذا الـ sol'n بحاجة إنه ياخذ latent heat حتى يتم عملية الـ ss (evap) ، لو ما كان
عندي evap. هو ما أخذ الحرارة بتعته لكن بما إنه في سحب لل vap من فوق معناها دائمًا فيه
driving force بين (T1 والـ P (يلي هوا الـ tank) بالتالي هاد الـ vap عند T1 بيكون sat'd vap
(T1 & P at equi) بطلع حتى hL ومش ضروري تكون sat'd بس الـ T لل vap والـ concentrate
هي نفسها T1 ، إذا كانت هاي الـ process شغالة at atm P راح يكون فعال أكثر معنى
يطلع 50% vap لكل 100% داخل بس إذا عملت vacume وعملت سحب لل pressure بقلل الـ B.p
وبالتالي بصير عندي more vap وبالتالي الـ eff بتزيد ، وحدة من الـ factor يلي بتزيد الـ
eff لل process هي to operate this prosses under lower P وعادة هلي إلها app.
زي الصناعات الدوائية والـ biodeg. mat هدول بحتاج أشغلهم at lower P (الـ ↓P
↓B.p بالتالي more vap can be generated from sys) .
بس مش نفس المطلوب يعني عملية الـ
* ميزة هاي الـ process إنه على 1 unit هو eff.
recovary لل steam ما راح تكون 100% لأنه إذا داخل هاد الـ sol'n (100%) ممكن
يعني 70% vap والباقي يتحول مع الـ salt لكن ميزته إنه بما إنه طالع at sat'd vap
إذا كانه steam داخل على sys ثاني هاد الـ steam فيه latent heat (hv = hF + λ)
إذا هاد بنقدر ندخله كأنه steam لـ process ثانية ويعمل الـ exchange لل latent heat
الموجودة (لو كان عندي 3 still الـ P من still للثانية بقل يعني لو الأول 1 الثاني 0.7 وهكذا)
ما تركيز الـ salt يزداد درجة الغليان ترتفع مثلاً من 100 لـ 105 وهذا يسمى B.p rise
منها بنقدر أعرف الـ dolc sys .

العوامل يلي بتخلي ال evap process شغال eff.

Factors affecting evaporation

1. Concentration in the liquid:

[1]
- The liquid feed to an evaporator is relatively dilute
- The viscosity is low

⇒ Relatively hig[h] heat-transfer coefficients

[2]
- Increasing evaporation rate lead to having more viscous fluid

⇒ Adequate circ[ulation] and/or turbul[ence] must be prese[nt]

liq. circulation ↲ shout be added to prevent position on surface of contact.

[1] ممكن يدخل ال solute بتركيز 5% أو 10% أو 40% شو الفرق ؟؟! لو دخلته ب 5% أول ما يدخل ال solution بدو يكون less viscouse (ال viscosity تزيد مع تركيز ال solute جوا ال solution) إذا كان less viscose (diluted) بالتالي ال U وال (over all heat trans) وال h (local heat trans) أو ال trans. of heat بده يكون eff. ، وممكن عالية جداً على ال contact resistant بالمقابل لو التركيز عالي بدها تكون ال scaling يجي عندي scaling لأنه بترسب مايزيد التركيز وحرارة عالية بجيب و resistant بالتالي ال eff of contact تقل.

⇐ لما يكون تركيز عالي ال h عالية (مقدرته على توصيل الحرارة) بس U قليلة.

⇐ لما يكون تركيز قليل (diluted) ال h قليلة وال U عالية.

* so ~~Pro~~ as cng ↑:

you have to comprimize between low & high conc.

يعني إنك تضلك بتخ جوا ال still ع لما يجي عندك 90% من ال salt ومن جوا يكون صار تكلسات وصعب تشيله وهاد مش feasable ، لهيك عادة ال evap نسبة 45% ل 55% بكل max ال still لازم يكون (نسبة ال solute).

* ال h واحد راح يقل وواحد راح يزيد لهيك بفضل أعمل circulation طول الوقت داخل ال still ↑.

ال solubility تزيد بزيادة ال Temp
فإذا زاد التركيز لحد معين بصير إشباع
وبصير crystalization

Factors affecting evaporation

2. Solubility:

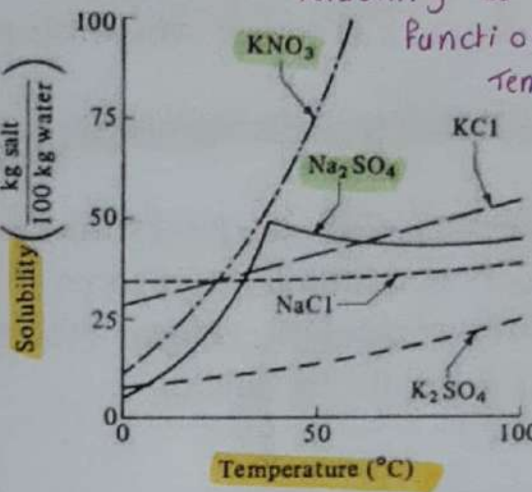
- As solutions are heated and the concentration of the solute or salt increases → The solubility limit of the material in the solution may be exceeded and crystals may form

- The solubility of the salt increases with temperature

↓

** The concentrated solution from the evaporator is cooled to room temperature, crystallization may occur

solubility as a function of Temp



* ال KNO_3 ال solubility له عالية جدًا إذًا ممكن أرفع ال comp. لغاية 70% بس ال Na_2SO_4 ال solub. له أقل من KNO_3 بالتالي comp. أقل ، يعني حسب طبيعة ال Material نفسها بدك تهتم عند ال still . (دايمًا بدي أشتغل below the solub. limit).

** ال T↑ وال S↑ نفضل أرفع حرارة ال still لأوصل 90% أو 80% من ال solu. limit ، ال B.P لا ال still بحرارة عالية جدًا مجرد ما أسحب ال solution وهو واصل مرحلة الإشباع مجرد ما أوديه على unit ثانية زي ال crystalizer وأعمل تبريد بسيط بلش ال crystallization يتم ، لو أنا ما وصلتها لل sol. limit يعني لو ال sol. limit كانت 70% وأنا وصلتها ل 30% . هاي ال 30% حتى لو بردت لـ ال sys ما وصل مرحلة الإشباع بالتالي I need extra heat or extra volume on crystallizer حتى أعمل crystallization يعني بدك to مثلًا 90% نسبة I have to work on level of solub. معاري (؟) ، لهيك have safty factor to avoid any deposition during disturbances

⇐ من ال curve لي فوق :-

① KNO_3 بعد T = 50 شو ما رفعت الحرارة ال S تزيد ، أما ال Na_2SO_4 بزيد مع الحرارة لحدين عند T=50 فجأة تقل يعني إني أشتغل على 30°C أو أقل أحسن من إني أشتغل على 50 لأن هناك في مجال لا S بقدر أرفع ال conc. على ال low temp ولسا عندي solution بينما على حرارات عالية ال S قلت بالتالي بهاي ال case ما بقدر أشتغل على حرارات عالية ا 50 بالتالي should operate for this case at lower P بالتالي lower B.P بالتالي كمية مي أكثر بتتبخر.

** الخلاصة ☝ :- ال S تزيد مع ال T بالتالي تبخر أكثر اما إذا كانت ال T تتحكم يعني بقدرش أزيد لحد معين بالتالي بحتاج أشتغل على ثاني factor لي هو ال P (P↓ B.P) ولسا بشتغل.

⇐ لو كان عندي KNO_3 و Na_2SO_4 بقدر أستخدم ال evaporation مكان أفصلهم (مش 100% لكن على الأقل ال solution لي طالع بصيله conc لل Na_2SO_4 وال KNO_3 بيكون dissolved .

بالنسبة لبعض المنتجات الدوائية وال food
والعصائر والحليب كلها تتأثر في الحرارة بالتالي زيادة
الحرارة بتقللها degradation فعشان هيك بدل ما نشتغل
على حرارة عالية بنشتغل على P قليل.

3. Temperature sensitivity of materials:

- Products of food and other biological materials, pharmaceuticals may be temperature-sensitive and degrade at higher temperatures

Apply vacuum at low temperature

4. Foaming or frothing:

- Caustic solutions, food solutions such as skim milk, and some fatty-acid solutions form a foam or froth during boiling

This foam accompani[es] vapor coming out of [the] evaporator and entra[inment] losses occur

* بعض ال materials بتعمل رغوة لما نبخرها زي
مثلاً الحليب بعمل رغوة وكل المواد يلي org. water.
بيصير الها رغوة during the boiling، إذا خفضت الضغط
الرغوة راح تطلع مع ال vap معناها بده يصير عندي
contamination of the water
يلي طالع ونقصان لل product يلي بنزل تحت بالتالي
low pressure مش من صالحي وفوق حكينا بدنا low P
شو أعمل ؟؟ :-

I have to comprimize by increasing the Temp to a level where this material should be damage & on the same time decrease the Pressure.

إذا زدنا الحرارة بصير بتخير أكثر وبصير ال conc. لل salt
جوا ال solution وبالتالي ال solute مادر يتحمل
extra heat ...

5. Pressure and temperature:

- The higher the operating pressure of the evaporator, the higher the temperature at boiling

⇒ The concentration of the dissolved material in the solution increases by evaporation, the temperature of boiling may rise

6. Scale deposition and materials of construction:

- By decreases in solubility scale may form inside the evaporator
- Many solutions attack ferrous metals get contaminated

⇒
- Decrease overall heat transfer coefficient
- Increase corrosion

لو كان عندي salt وبدي إياه
يكون نقي وصل corrosion
معناها ال product كله صار useless .

كلما زدنا التركيز كلما زادت
فرصة يكون scaling وكلما
صار جدار ال tube حاجز من
ال feed. إنها تنقل لل
solution بالتالي دايمًا بحتاج أعمل
mixing أو turbulance
على الأقل طريقة تشيل ال
scaling

(5) على 100 كان يغلي ما كان 100%
water على 50% من ال salt هو ال
solution صار يغلي على 110 إذا بدك
10 درجات ترفع عشان حتى يبلش يغلي معناته
أنا بستفيد من هاي الحالة من ال steam
الداخل وباخذ ال latent heat كاملة.

أنواع الـ evap. المستخدمة

Types of Evaporation Equipment

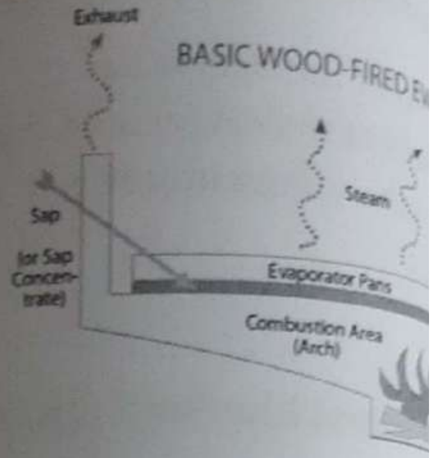
1. Open kettle or pan:

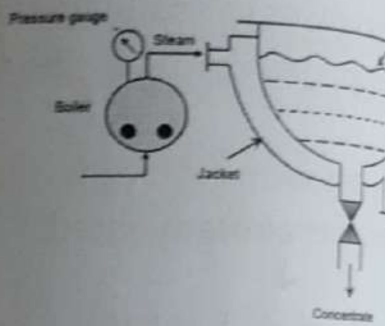
- An old and simple evaporator
- The heat is supplied by the condensation of steam in a jacket or in coils immersed in the liquid, or direct-fired

  source of heat

- Inexpensive and simple to operate
- Heat economy is poor

  الـ eff قليلة .





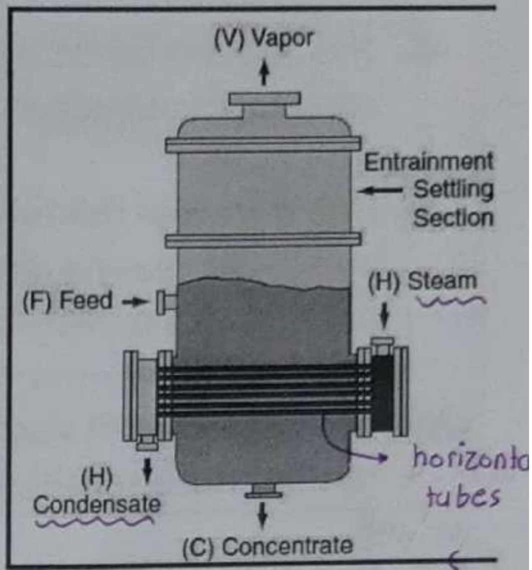
* هاد النوع (المسطح) زي الطنجرة، عنا source of heat تحت الطنجرة وجوا منها solution والبخار بكون طالع (ما بنعمله recovery)، وعملية الـ جوا تقل مع الزمن وبيصير concentration .

Horizontal-tube natural circulation evaporator:

The steam enters the tubes, where it condenses, and the boiling liquid solution covers the tubes. The vapor leaves the liquid surface.

Relatively cheap

Poor liquid circulation, used for non-viscous liquids with high heat-transfer coefficients and liquids that do not deposit scale.



ال steam بدخل بهاي ال tubes وال solution
موجود بلش بيصير غليان ، هاد not eff.
ال steam بيصير له condens وهي فوقية
رفيعة تحتها poor liq circulation ال liq يلي
تحت بيصير له conc. ويلي فوق لا.

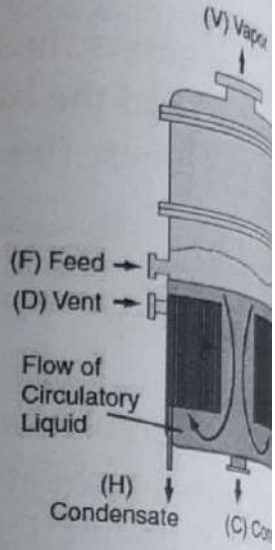
* ميزته الوحيدة إنه بستخدم لل non viscous liq يعني في
مجال يكون natural circulation (حسب الحرارة) بس.

أفضل من ال horizontal.

3. Vertical-type natural circulation evaporator:

- The liquid is inside the tubes and the steam condenses outside the tubes
- Liquid rises in the tubes by natural circulation due to decreasing density with boiling (increases the heat-transfer coefficient)
- Is not used with viscous liquids and high temperature sensitive materials
- This type is widely used in the sugar, salt, and caustic-soda industries

عيوبها لأن ال contact time هون عالي وبالتالي بصير damage لهاي ال material (ح)



Tubes are around

ال steam في الخارج وال liq بمر داخل
ال tube وبصير له evap ونتيجة
الاختلاف في الكثافة الحامي بطلع فوق
وبحل محله البارد يعني بصير
natural circulation
جوا ال tube وال vap
بطلع لفوق (عادة هاي ال
tube بتكون من متر لمترين).

Long-tube vertical-type evaporator:

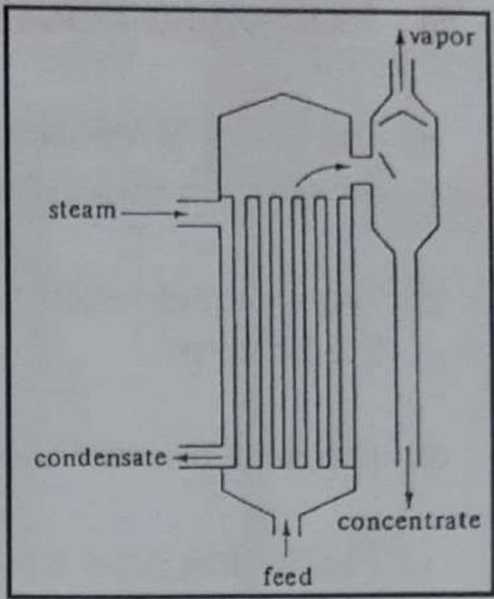
The liquid is inside the tubes and the steam condenses outside the tubes

High heat-transfer coefficient on the steam side

- The formation of vapor bubbles inside the tubes causes a pumping action
- Lead to high liquid velocities

Contact times is quite low

Widely used for producing condensed milk



Tubes are around 3-10 m long

ال steam بدخل على ال
shell side وال liq بدخل من تحت
راح يصير فقاعات وهاي بتصير تطلع ال
solution والاختلاف في الكثافة بخلي
ال hot sol. يرتفع للأعلى ويحل محله ال
cold ، إذا راح يعطي vap ويجي
condensate وهاد ال steam بمر من
ال shell side ويطلع .

* Interm of size
راح يكون أقل د
interm of time
راح يكون أقل وأفضل .

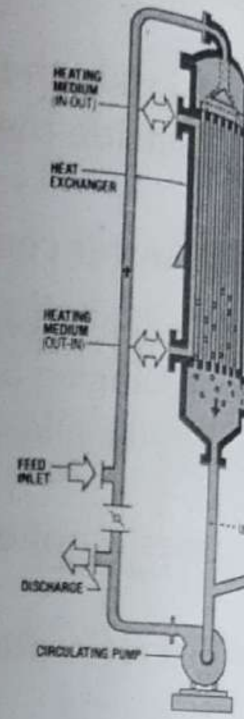
5. Falling-film-type evaporator:

- The liquid is fed to the top of the tubes and flows down the walls as a thin film
- Vapor–liquid separation usually takes place at the bottom
- The heat-transfer coefficients are high
- The holdup time is very small (5 to 10 s)
- Used for concentrating heat-sensitive materials such as orange juice and other fruit juices

لـ ميزته ، لأنه الـ
time اللازم قليل جداً .

↓

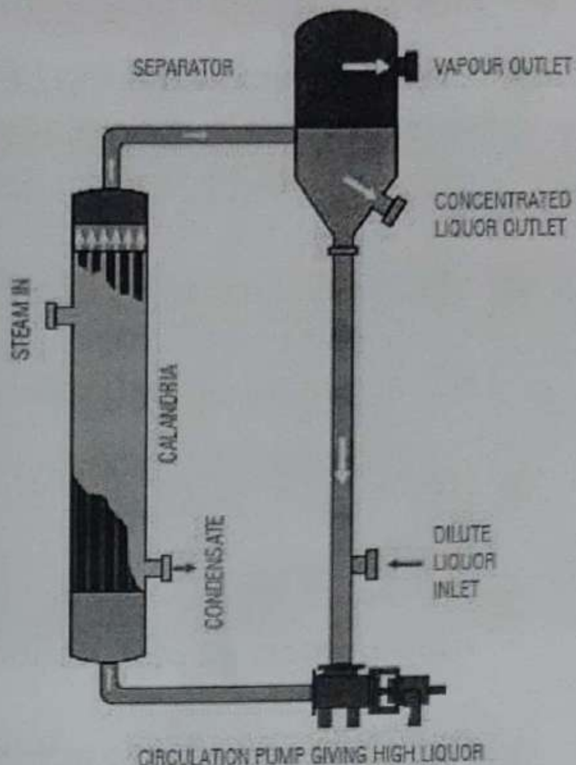
* الـ feed داخل وبطلع للأعلى
وبعدين بنزل وهاد بخلي قيمة الـ
heat trans. عالية جداً يعني فقط على
جدار الـ tube عشان الـ solution بياخذ
حاجته من الحرارة وبتبخر الي منه .



Types of Evaporation Equipment

Forced-circulation-type evaporator:

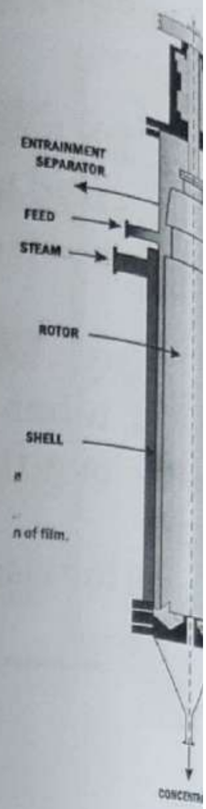
- The liquid film heat-transfer coefficient can be increased by pumping to cause forced circulation of the liquid inside the tubes
- The vertical tubes are usually shorter than in the long-tube type
- Very useful for viscous liquids



له ميزة، انه لما يكون عندي
viscous فقط نفعلها
وندخل جوا ال pumping
evaporator by
Force

7. Agitated-film evaporator:

- Liquid enters at the top of the tube and as it flows downward, it is spread out into a turbulent film by the vertical agitator blades
- Mechanical agitation of the film
  - Increases turbulence in this liquid film
  - Increases the heat-transfer coefficient
- Useful with highly viscous materials
- Used with heat-sensitive viscous materials such as rubber latex, gelatin, antibiotics, and fruit juices
- High cost and small capacity



* بندخل ال feed على cylinder
وجوات ال cylinder منه impeller
بلف كالف بعمل عملية agitation لهاد
ال fluid وعشان ال steam على ال
jacket موجود بالتالي بتم عملية ال
exchange وبجيب ال evap.

Open-pan solar evaporator:

- A very old process uses solar evaporation in open pans
- Used for salt concentration and crystallization.

↓

* زي ملاحات البحر الميت ، عبارة عن bonds كبيرة
على عمق متر تقريبًا بحطوا فيها ال salt وبعرضوها للشمس
هاي عادةً بستخدم لما يكون عندي مصادر الطاقة المتجددة زي
الشمس (موجودة بكثرة) بهاي المنطقة بالتالي naturaly
تتم عملية ال .evap وبكون فيه مصادات بتجمع الملح ، بحيث
هنا crystallize داخل ال bond جزء بكون salt وجزء
في الأسفل بكون crystallize .

Topic 2.2. Evaporation

Last lecture

- ✓ Describe the process of evaporation
- ✓ Industrial examples of evaporation processes
- ✓ Properties that affect evaporation processes
- ✓ Types of evaporation equipment
- ✓

This lecture

- ✓ Explain how the overall heat coefficient is calculated for evaporation
- ✓ Perform heat and material b on evaporation units and pr

$q = m C_p \Delta T \rightarrow$ for single phase

latent heat $(H_s - h_s)$

$H_V = \lambda + h_L$ → heat sat'd liq

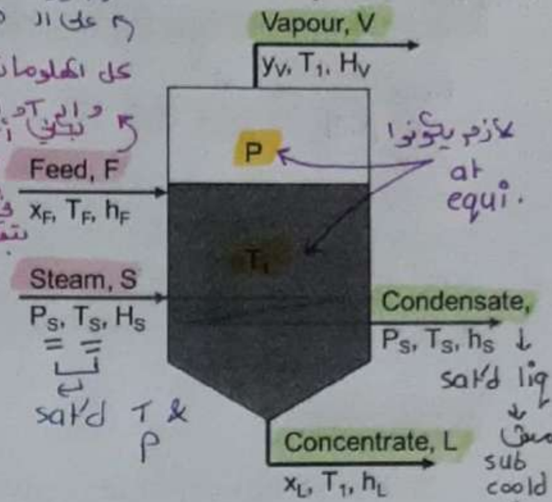
Methods of Evaporator Operations

Single-effect evaporators:

ال Feed لازم يكون داخل ع على ال B.p او اقل .

كل المعلومات given

وال T وال h بتخلي أعرف وحدة والثانية في طريقة تتقلعها



The feed flowrate, F enters at T_F (K) and h_F. The concentrate flowrate, L leaves at solution boiling point, T_1 and h_L. The vapor leaves at the same temperature T_1 with saturated vapor enthalpy H_V

The saturated vapor steam flowrate, S enters the heat exchanger at T_S and H_S and leaves at same temperature T_S with saturate liquid enthalpy h_S

The evaporator pressure is P, which is the vapor pressure of the solution at T_1.

Used when the required capacity of operation is relatively small and/or the cost of steam is relatively cheap

* ال Feed يفضل يكون داخل على ال B.p لأن ال steam داخل على sat'd vap .
* في ال steam ال T_s وال P_s هم at sat'd لنفرض أعطانا قيمتين لل P وال T لازم نتأكد انهم sat'd vap ولا super heated ، ال H_s يحمل ال sat'd vap ، إذا ال P_s كانت معطاة بنشوف ال T بيكون (P↓ ، T↑) super heated يعني أول شغلة لازم أتأكد من ال steam إذا sat'd vap ولا super heated .

⇐ إذا ال steam داخل sat'd vap أو super heated بعمل exchange لل latent heat (λ) أو أي حرارة أعلى من λ إذا كان super heated . $\lambda = H_s - h_s$.

* دائماً ال P و ال T_1 يلي جوا ال still بيكونوا at equi ، إذا ال steam يلي داخل أعطاني حرارة زيادة بالتالي ال solution بطل at equi يعني صار فيه energy عالية فهيك حتى يرجع مرة ثانية لل equi مفروض يطلع جزء من مكوناته s water vap وهاد مبدأ ال evap.

⇐ for phase change $q = \lambda$ (sat'd vap) . T(of super heated)

* لنفرض ال steam الداخل كان super heated ال q بيكون ⇐ $q = \lambda + \int_{B.p}^{T} C_p \Delta T$
latent heat, B.p for sol'n

⇐ عشان ال still يحافظ على ال equi. راح يطلع vap من فوق يعني بين حرارة steam أعلى من ال steam يلي دخل من تحت كيف بدي استخدم هاد ال vap s ب steam ال still الثانية ؟ لو دخلته على طبيعته على evap. ثاني على نفس ال P الأول ما راح يصير اشي لأنه ما في contact لهيك بدي أقلل ال P حتى أضمن يطلع عندي another vap ، عملية ال evap بتتأثر من شغلتين : ① amount of heat added from steam ② diff in equi based on P . ال equi يتغير مع ال mass exchange .

* إذا بدي أعمل design لل evap يعني بدي ال size حسب ال Feed flow rate وعشان أطلع ال size بدي أوجد ال surface area of contact بين ال steam وال solution نفسه بالتالي ال most factor يلي بعمل exchange هو ال surface area .

* عشان أعمل design بحتاج أعرف ال A لل evap. بالتالي أحسب q من ال steam وال sol'n .

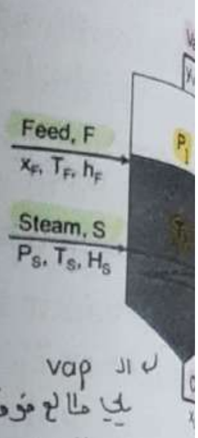
The general design equation for the single-effect evaporator is

From design point view

$$q = UA\,\Delta T = UA\,(T_S - T_1)$$

$m\lambda$ — related to steam — related to solution

where q is the rate of heat transfer in W (btu/h), U is the overall heat-transfer coefficient in $W/m^2 \cdot K$ ($btu/h \cdot ft^2 \cdot °F$), A is the heat transfer area in m^2 (ft^2), T_S is the temperature of the condensing steam in K (°F), and T_1 is the boiling point of the liquid in K (°F).



Note that

if we have sat'd vap

- The steam provides only the latent heat, $\lambda = H_S - h_S$
- Vapor and liquid in evaporator are in equilibrium, the pressure P_1 is the saturation vapor pressure of the liquid of composition x_L at its boiling point T_1

ل ال vap يلي طالع فوق له نفس ال T_1 يتبع ال sys يلي جوا .

* U تتأثر بال A, والعكس بس هون بدنا نعتبر U إنها const (ولا هي اكمزومني (trial & error .

* liq →

$q = m\, C_p\, \Delta T$ → الحرارة يلي بتنتقل بينهم across boundary

* vap →

$q = m\,\lambda$

هي $q = UA\,\Delta T$ (phase change)

* بما إنه ال solid يلي داخل في الغالب inorg . بالتالي ال solute
يلي دخل راح يطلع مع ال L وما بطلع مع ال V ، لو كان org ممكن يطلع جزء منه .

The total material balance across the evaporator

$$\boxed{F = L + V}$$

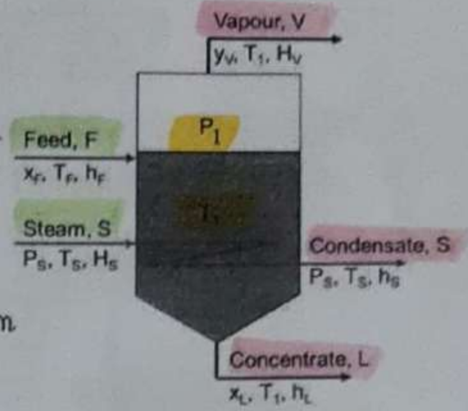
The solute (solid) component balance

$$F\,x_F = L\,x_L + V y_V$$

Generally, there is no flow of solute with vapor

$$F\,x_F = L\,x_L + V y_V \;\Rightarrow\; \boxed{F\,x_F = L\,x_L}$$

اذا ال Feed كان sol'd vap ما بحتاج لل steam



The heat balance across the evaporator

$$F\,h_F + S\,H_S = L\,h_L + V H_V + S\,h_S$$

Consider $\lambda = H_S - h_S$ and rearrange $\Rightarrow$ $\boxed{F\,h_F + S\,\lambda = L\,h_L + V H_V}$

لو كان ال steam super heated

$$\left[F h_F + S H_S + \left(\lambda + \int c_p \Delta T\right) = L h_L + V H_V + S h_S \right]$$

degree of super heated

- The heat q transferred in the evaporator is

$$\boxed{q = S\,(H_S - h_S) = S\lambda}$$

The enthalpy of the feed, h_F can be approximated (assuming neglected heat of dilution) by

liq phase بما انه ← $h_F = C_{PF}\left(T_F - T_{Ref.}\right)$ → هاي بس لما يكون pure water

لما يكون مش pure العادية ما بتكون دقيقة الا إذا قدرت أجيب ال Cp لل mix ، إذا كان عندي mix وكان ال salt عالي في chart خاصة لحسب h بس هون احنا مفترضين إنه diluted .

$$\text{Capacity} = \frac{\text{kg of vapor evaporated}}{\text{Time}} = m_V$$

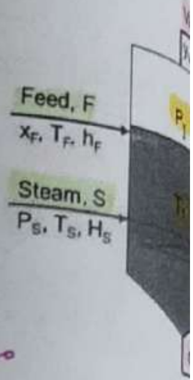
قديش بطلع pure water per unit time (قديش الانتاجية (rate))

$$\text{Economy} = \frac{\text{kg of vapor evaporated}}{\text{kg of steam used}} = \frac{m_V}{m_S}$$

إذا أنا دخلت steam عشان أطلع steam و concentrated sol'n by product

⇐ إذا دخلت steam (100%) هل راح أحصل على steam (100%) ولا أقل ؟!
لما يكون one single effect مستحيل
بس لو كان multi effect بقدر أوصل لـ 100% ← based on gradual decreas of P between the evap .

* عنا نوعين من ال evap ، اما نوع بدي منه المي زي ال desalination ونوع بده ال solid بس بجميع الأحوال بحتاج أعرف ال capacity وال economy .



T_F = 37.8°C → 100°C

من هاي لغاية ال 100

قاعدين بنحسب حرارة لنرفعها لـ 100

من steam وما طلعنا اشي لحد الآن (بنحسب)

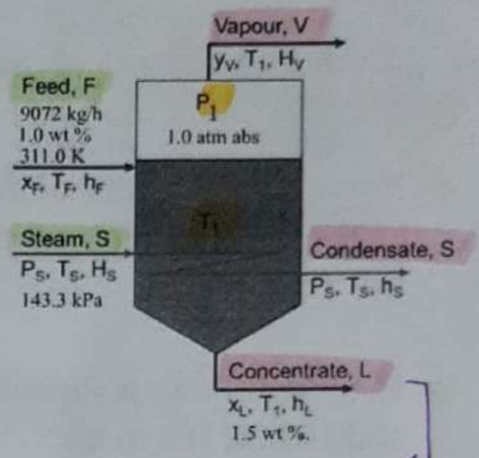
هنا Feed داخل و product

طالع بشكل متواصل under SS

xample 2.1 **Heat-Transfer Area in a Single-Effect Evaporator**

continuous single-effect evaporator concentrates 9072 kg/h of a 1.0 wt % salt solution ntering at 311.0 K (37.8°C) to a final concentration of 1.5 wt %. The vapor space of the vaporator is at 101.325 kPa (1.0 atm abs) and the steam supplied is saturated at 43.3 kPa. The overall coefficient $U = 1704$ W/m2 · K. Calculate the amounts of vapor nd liquid product and the heat-transfer area required. Assume that the solution, since it dilute, has the same boiling point as water.

Solution



$$F = L + V \quad \Rightarrow \quad 9072 = L + V$$

$$F\,x_F = L\,x_L \quad \Rightarrow \quad 9072\,(0.01) = L\,(0.015)$$

$$L = 6048 \;\; kg/h$$

$$9072 = 6048 + V$$

$$V = 3024 \;\; kg/h$$

هاد طالع على comp عالي

يعني بقدرش أفرض $h_L = C_p \Delta T$

لأن ال cp متغيرة بطلت بس للمي

صار عندي salt فهيك بدي أشيل h_L

من المعادلة عن طريق أحط ref T

لكل ال sys (يلي هي الحرارة يلي طلع عليها تت)

بالتالي Tref - Tref = 0 ، $h_L = 0$.

- For feeds of inorganic salts in water, the C_P can be assumed to be appro[x] water alone. Therefore, the specific heat of this feed is assumed to be C_{P}

- Assume a reference temperature of $T1 = 373.2$ K (100°C), as the datum
  This temperature is the boiling point of water at 101.32 kPa.

العسب كبيته بالسالب يجي مثل ×٥

Therefore, $h_L = 0\ \frac{kj}{kg}$ as $\quad h_L = C_{PL}(T_1 - T_{Ref.}) = C_{PL}(T_{Ref.} - T$

- The saturated vapor of the leaving water from top of the evaporator, H_V heat of vaporization according:

$$\lambda = H_V - h_L$$

- The latent heat of vaporization is obtained from steam table at T1 = 373.2 and 101.32 kPa to be

$$H_V = \lambda = 2257\ kJ/kg$$

هاد ال

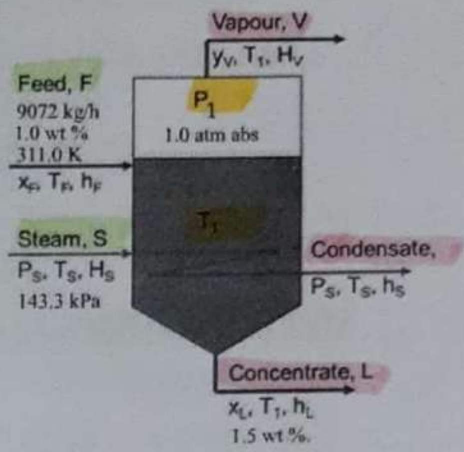
vap

يلي طالع

- The latent heat λ of the steam at 143.3 kPa [saturation temperature TS = 383.2 K] is 2230 kJ/kg

لـ هادا ال steam يلي داخل   تعويض بال (EB)

- The enthalpy of the feed can be calculated from



$$h_F = C_{PF}(T_F - T_{Ref.})$$

Then, the energy equation becomes: $\boxed{F\,h_F + S\,\lambda = L\,h_L + VH_V}$

$$FC_{PF}(T_F - T_{Ref.}) + S\,\lambda = L(0) + VH_V$$

$$2(4.14)(311 - 373.2) + S\,(2230) = L(0) + 3024\,(2257)$$

$$S = 4108\ kg/h$$

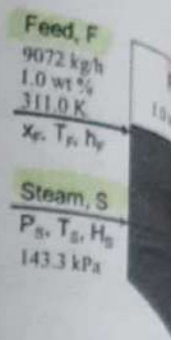
$$\boxed{q = S\,(H_S - h_S) = S\lambda = 4108\,(2230)\frac{1000}{3600} = 2{,}544{,}000\ W}$$

- Then, the required area is

$$q = UA\,\Delta T = UA\,(T_S - T_1)$$

$$2{,}544{,}000\ W = 1704\ W/m2{\cdot}K\ A\ (383.2\text{–}373.2)\ K$$

$$A = 149.3\ m^2$$



Steam economy = V / S = 3024/4108 = 0.73

xample 2.2 Effect of feed temperature in a Single-Effect Evaporator

continuous single-effect evaporator concentrates 9072 kg/h of a 1.0 wt % salt solution ntering at 60°C to a final concentration of 1.5 wt %. The vapor space of the evaporator at 101.325 kPa and the steam supplied is saturated at 143.3 kPa. The overall pefficient U = 1704 W/m2.K.

alculate the amounts of vapor and liquid products.

Data provided:
$F = 9072$ kg/h
$x_F = 1$ wt % = 0.01 kg solute / kg feed
$T_F = 60$ °C
$x_L = 1.5$ wt % = 0.015 kg solute / kg liquid product
$P = 101.325$ kPa (1.0 atm abs)
$P_S = 143.3$ kPa
$U = 1704$ W/m^2.K

olution

لل solution

= saturated temperature at P (= 101.325 kPa) = 100°C

= saturated temperature at 143.3 kPa = 110 °C

لل steam

Data provided:

$F = 9072$ kg/h

$x_F = 0.01$ kg solute / kg feed

$T_F = 38°C$

$x_L = 0.015$ kg solute / kg liquid product

$P = 101.325$ kPa; $T_1 = 100°C$

$P_S = 143.3$ kPa; $T_S = 110$ °C

$U = 1704$ W/m^2.K

Available equations:

Overall material balance:

$F = L + V$

Solute balance:

$F\, x_F = L\, x_L$ (no solute in the

Heat balance:

$F\, h_F + S\, \lambda = L\, h_L + V\, H_V$

where $\lambda = H_S - h_S$

$q = S\,\lambda = U\,A\,\Delta T = U\,A\,(T_S -$

Overall material balance:

$F = L + V$ (1)

Solute mass balance:

$F\, x_F = L\, x_L$ (no solute in the vapor) (2)

Solve Eqns. (1) and (2) to

L = 6048 kg/h

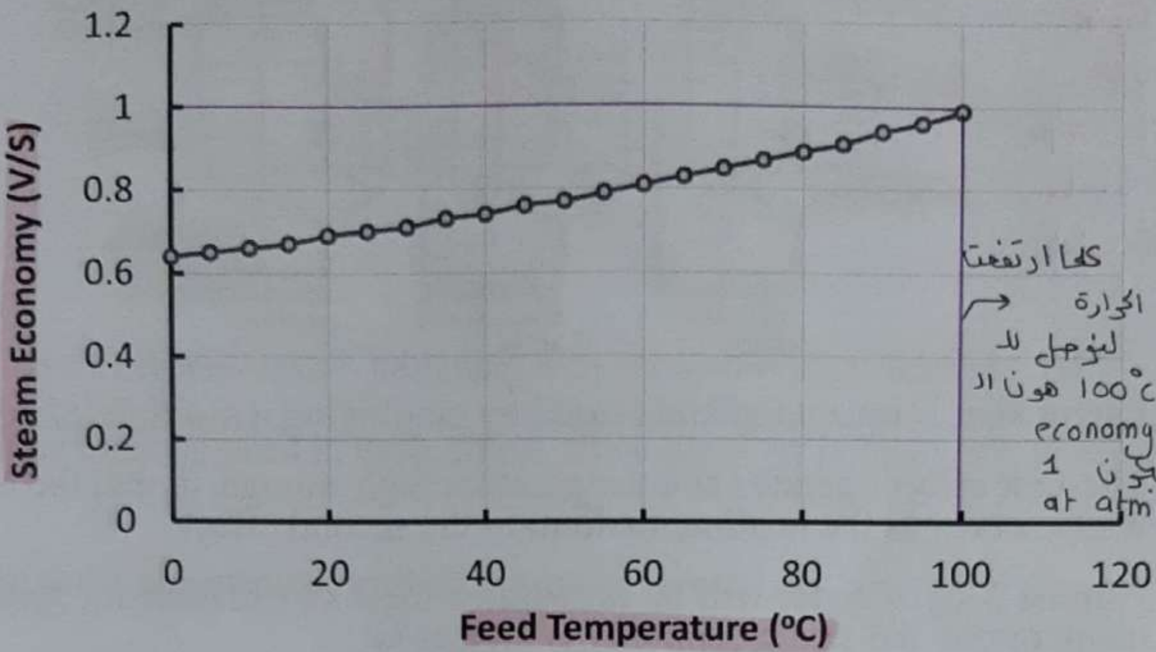
V = 3024 kg/h

$$S = 3734\ kg/h$$

Steam economy = V / S = **3024/3734**

ect of feed temperature on the steam onomy in Single-effect evaporators:

عدنا نفس الحسابات على حرارات مختلفة الـ feed



كلما ارتفعت الحرارة لنوصل للـ 100°C هون الـ economy بتكون 1 at atm P

* لو كان الـ evap مش شغال على atm P لو كان شغال على 150KPa يعني P أعلى بالتالي B.P أعلى إذا الـ B.P أعلى معناته لو دخلت الـ feed على 100°C يعني أقل من الـ B.P للـ solution يلي جوا بالتالي بدو الـ steam economy تقل.

* بالمقابل لو شغلت الـ evap. على P أقل، إذا الـ B.P راح تكون أقل مثلاً 90°C إذا ** B.P على 90 بالـ second evap. راح أحصل steam economy أعلى.

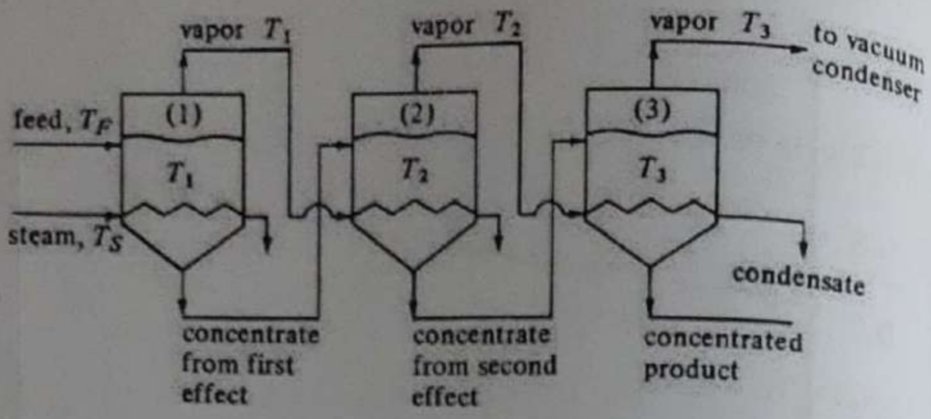
=> steam economy is a function of operating P of evap.

⇐ كلما قلت الـ T الـ feed الـ steam economy بتقل حتى يصل لـ 60% على 0°C ، هيك الأولى أدخل الـ feed at saturation

* حكينا ال single effect مرات ال eff ب 100% أو أقل لكن لو جعلنا بحيث صار عندي أكثر من effect
ال steam economy راح تزيد.

2. Forward-feed multiple-effect evaporators:

* أغلب الحالات بكون هنا 3 effect evap. مابكون أكثر إلا حالات خاصة.



- Latent heat is recovered and reused by employing a multiple-effec
- The first effect operates at a temperature high enough so that the e water serves as the heating medium to the second effect
- Almost 3 kg of water will be evaporated for 1 kg of steam for syste evaporators. the steam economy is increased

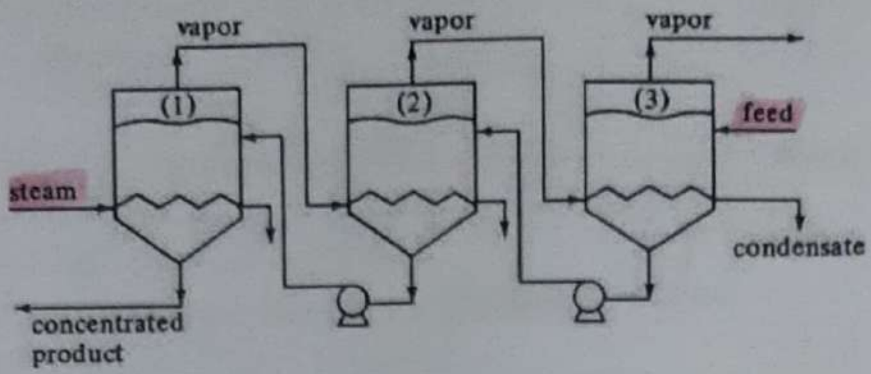
* ال feed بكون داخل على أول evap. وال steam داخل parallely معه، ال steam ما بدخل بعمل exchange لل λ وبياخذها ال solution وبتبخر وبعطي latent heat من ال Top، هاد ال vap الطالع من أول evap بدخل ك steam بال evap الثاني وبعمل exchange لل latent heat، ال feed لي داخل انتقل نتيجة الفرق في الضغط بال second effect، ال product الطالع من الثاني بدخل ك feed للثالث وال vap نفس الاشي، بالنهاية راح يطلع condensate من كل effect لأنه عندي diff بال latent heat قاعد بياخذها ال solution بالتالي بتحول ال sat'd vap ل sat'd liq.

⇐ ال 3 بعطو latent heat كيف؟!
لو مثلًا هك عن طريق تقليل ال pressure ال P قل لهيك أعطى latent heat
ال P بتع الأول ما راح يستفيد اشي ولا كأنه موجود ونفس المبدأ للثالث.

* عندي 2 factors لزيادة ال economy لما يكون عنا multi effect :-
① زيادة ال T لل feed.
② تقليل ال P لل operation.

* يستخدم عادة لما يكون عندي low viscous fluid لأنه مع مرور هاد ال feed من الثاني للثالث ال viscosity still بتزيد لأن ال conc. بزيد.

Backward-feed multiple-effect evaporators:



This method of reverse feed is advantageous when the fresh feed is cold

liquid pumps must be used in each effect, since the flow is from low to high pressure

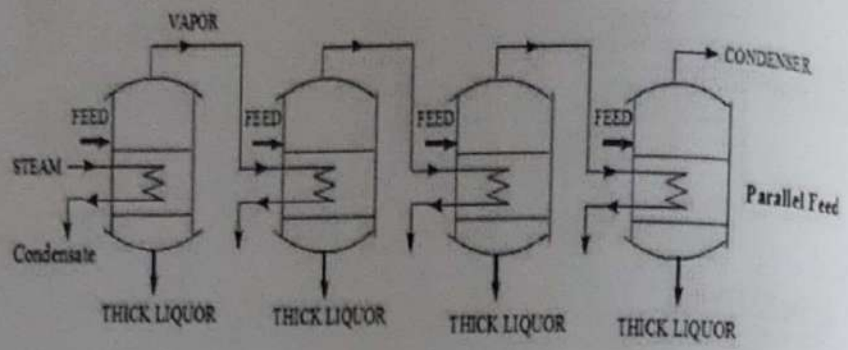
Used when the concentrated product is highly viscous

* ال feed داخل ع آخر effect وال steam بالأول ، هذا ال feed
وهو داخل بيجي له conc. بال λ يلي أخذها من يلي قبله وبعطيني
more conc solution بدخل على الثاني ديعطي عشان more conc solution
وعلى الثالث وبعطي last conc soln required وبعدها بطلع as a higher
conc. solution ، ميزة إذا كان ال steam الطالع highly viscous
لكن طالع على حرارة عالية وال vis. بتخف بس ال feed ما بصير فيه
لأنه داخل على حرارة مثلية ، ما يكون ال feed داخل على حرارة أقل من ال
saturation مثلاً 25°C يكون أخذ فرصته إنه يتسخن (ال eff داخل آخر
اشي).

* ال app لل backward :-

1. إذا ال feed داخل على حرارة أقل.
2. إذا كان highly viscous fluid.

3. Parallel-feed multiple-effect evaporators:



- The addition of fresh feed and the withdrawal of the concentrated p each effect.
- The vapor from each effect is still used to heat the next effect.
- This method of operation is mainly used when the feed is almost sat solid crystals are the product, as in the evaporation of brine to make

* كل واحد منهم داخل عليه fresh F لحاله ، الأول دخل
ال feed و مصطلعه condensate لتحت و الثاني دخل عليه
feed ثاني وطلع من تحت ما حوّل على other effect .

* يلي بربطهم مع بعض هو عملية ال steam يلي بتطلع من
كل واحد بتستخدم للثاني، بالتالي ال vap يلي طلع من
الأول استفاد منه ال second effect وهكذا...

* بنحتاج نستخدم هذا النوع فقط، اذا كان ال feed
داخل على sat'd level يعني in term of
solubility point view لو كانت 60% solubility وال feed
داخل نسبة ال salt فيه 50% لو نقلته على الثاني راح
يعمل crystallization داخل ال effect الثانية بالتالي أخذ كمية
بسيطة من ال energy ليبخر الي وخرج على حرارة عالية وال
solubility closed to the saturation
level of solution.

* إحنا بال design بدنا نطلع ال surface A
of contact بين ال steam وال solution يلي بناءً عليها
يحوّي من salt بتركيز معين ل salt ثاني تركيزه أعلى.

Overall Heat-Transfer Coefficients in Evaporators

The overall heat-transfer coefficient U in an evaporator is a function of the following:

1. The steam-side condensing coefficient outside tubes, which has a value of about 5700 W/m²
2. The metal wall thermal resistance
3. The resistance of the scale on the liquid side
4. The liquid film coefficient inside tubes

* هدفنا أعرف قديش ال h مش ال Kw

Based on "*inside tubes flow*" $U_i = \dfrac{1}{\dfrac{1}{h_i} + \dfrac{1}{h_{di}} + \underbrace{\dfrac{d_i \ln(d_o/d_i)}{2k_w}}_{= \text{const}} + \dfrac{d_i}{d_o h_{do}} + \dfrac{d_i}{d_o h_o}}$

for steam

Or based on "*outside tubes flow*" $U_o = \dfrac{1}{\dfrac{1}{h_o} + \dfrac{1}{h_{do}} + \dfrac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k_w} + \dfrac{d_o}{d_i h_i} + \dfrac{d_o}{d_i h_{di}}}$

for solution

$q = U\,A\,\Delta T$

ΔT نفرض انها const

إذا ال A زادت ال U تقل
to maintain a const q at a given ΔT

⇐ يلي أخذناها من ال steam يلي بتساوي $S\,\lambda$

S: mass of steam; λ: latent heat of steam

⇐ أو لما يكون superheated

$S(\lambda + \int C_p \, \Delta T)$

يعني q معروفة

* سواء ال A وال U زيادتها أو نقصانها بحافظ على كمية ال q يلي انتقلت وحولتلي من ال conc لل conc. ثاني.

① إذا زادت ال A معناها قاعد بزيد ال fixed capital investment.

② ال U إلها علاقة بال operating cost
لأن ال U بتكون function of ال hi & ho وطبيعة ال tubes وهل ال scaling خفيف ولا عليه evap.

← هدفي أقلل ال A وبالتالي بدي أزيد ال U

correlation
لنحسب ال h

1. The steam-side condensing heat transfer coefficient:

- For vertical surfaces in laminar flow (Re < 1800)

$$N_{Re} = \frac{4m}{\pi D \mu_l}$$

m is the total mass of condensa

$$N_{Nu} = \frac{hD}{k_l} = 0.725\left(\frac{\rho_l(\rho_l - \rho_v) g h_{fg} D^3}{N \mu_l k_l \Delta T}\right)^{1/4}$$

ρ_l is the density of liquid in kg/m^3 and ρ_v that of the vapor, g is 9.8066 m/s^2
L is the vertical height of the surface or tube in m, μ_l is the viscosity of liquid in Pa·s
k_l is the liquid thermal conductivity in W/m·K, $\Delta T = T_{sat} - T_w$ in K
h_{fg} is the latent heat of condensation in J/kg at T_{sat}.
N is the number of horizontal tubes

All physical properties of the liquid except h_{fg} are evaluated at the film temperature T_f

* لما يكون phase change from vap to liq
طبيعة ال configration إذا كان vertical أو horizontal
بلعبا دور كبير وكل وحدة منهم إلها
correlation خاصة.

* ال condensation لما يكون ب horizontal tube راح يكون
بال lower part of tube
بينما ال vertical راح يكون
بآخر كل tube وبالتالي هاد
بلعب دور كبير بال Nu.

* الهدف إني أزيد U فعشان أزيد U
بدي أزيد ال h ←

$$U = \frac{1}{1/h} \rightsquigarrow \uparrow U = h \uparrow$$

عشان أزيدها أو أقللها
بلعب باد [ΔT & N & D]
لـ حسب المعادلة لي
فوقا.

1. The steam-side condensing heat transfer coefficient:

- For horizontal surfaces in laminar flow (Re < 1800)

$$N_{Re} = \frac{4m}{A\,\mu_l}$$

m is the total mass of condensate a tube (kg)
A is the area of horizontal surface

$$Nu = \frac{h\,L}{k_L} = 1.13\left[\frac{\rho_L(\rho_L - \rho_V)\,g\,\lambda\,L^3}{\mu_L\,k_L\,\Delta T}\right]^{0.25}$$

ال L
زيادة factor
ال h

s the density of liquid in kg/m^3 and ρ_v that of the vapor, g is 9.8066 m/s^2
the vertical height of the surface or tube in m, μ_l is the viscosity of liquid in Pa·s
s the liquid thermal conductivity in W/m·K, $\Delta T = T_{sat} - T_w$ in K
is the latent heat of condensation in J/kg at T_{sat}.

ıysical properties of the liquid except h_{fg} are evaluated at the film temperature $T_f = (T_{sat} + T_w)/2$

1. The steam-side condensing coefficient:

يعني velocity عالية

- For vertical surfaces in Turbulent flow (Re > 1800)

$$N_{Nu} = \frac{hL}{k_l} = 0.0077 \left(\frac{g\rho_l^2 L^3}{\mu_l^2}\right)^{1/3} (N_{Re})^{0.4}$$

$N_{Re} \to \frac{\rho v D}{\mu}$

معناها ال velocity تتغلب زيادة دور ال h

m is the conden

The solution of this equation is by trial and error since a value of N_{Re} must first be assumed in order to calculate h

ρ_l is the density of liquid in kg/m^3 and ρ_v, that of the vapor, g is 9.8066 m/s^2
L is the vertical height of the surface or tube in m, μ_l is the viscosity of liquid in Pa·
k_l is the liquid thermal conductivity in W/m·K, $\Delta T = T_{sat} - T_w$ in K
h_{fg} is the latent heat of condensation in J/kg at T_{sat}.
All physical properties of the liquid except h_{fg} are evaluated at the film temperature $T_f = (T_s$

The solution-side heat transfer coefficient:

- For forced-circulation evaporators → turbulant
- For short-tube vertical natural-circulation evaporators ↗ في البداية بكون بكون في smooth النهاية بصير عنا vap وهاد بوكد turbulance
- For long-tube vertical natural-circulation evaporators

↓ هدول ال 3 نطبق عليهم هاي المعادلة

$$Nu = 0.028\,Re^{0.8}\,Pr^{1/3}\left(\frac{\mu_m}{\mu_w}\right)^{0.14} \qquad 0.7 \le Pr \le 16,700, \qquad Re \ge 10^4, \qquad L/d_w \ge 6$$

*اذا ال conc عالي ال viscosity في ال bulk تختلف عن ال viscosity على ال wall .

- For the agitated-film evaporator

$$\frac{hd_v}{k} = c_1\left(\frac{C_p\mu}{k}\right)^{c_2}\left(\frac{(d_v-d_r)u\rho}{\mu}\right)\left(\frac{d_vN}{u}\right)^{0.82}\left(\frac{d_r}{d_v}\right)^{0.55}(n_B)^{0.53}$$

d_v is the diameter of the vesse
d_r is the diameter of the rotor
u is the average axial velocity
N is the agitator speed
n_B is number of blades on the agitator

for cooling viscous liquids $c_1 = 0.014$ and $c_2 = 0.96$.
for thin mobile liquids $c_1 = 0.039$ and $c_2 = 0.70$.

⇐ ال agitated film :-
أسطوانة عليها jacket خارجي ال steam بدخل بهاد ال jacket دبطلع داخل الأسطوانة جواها أسطوانة ثانية بتلف وال solution بدخل بين الأسطوانتين ويصير well mixing ونتيجة هاد ما راح يصير scaling على جدار ال tube (له correlation خاصة) .

*اذا زدت ال P لل steam عند P ثابت لل still بقدر أعلي ال ΔT بس قاعد بخسر operating or running cost .

*لو ثبتت ال P لل steam على low P وزدت أكثر ال P بتاع ال still قللت ال B.P بالتالي ΔT كبيرة أنا دفعت cost for vacume.

⇐ ال U إلها limitation معين بعده حتى لو زدت ال U ما منه تأثير عشان هيك بنعتبرها const وبالتالي نحتاج نستعمل إشي ثاني يلي هو ال ΔT ، كلما كان ال diff كبير ال A بتكون قليلة حتى نحافظ على q ثابت (q=UAΔT)

*كيف أرفع ال ΔT :-
ممكن أزيد حرارة ال steam بزيادة ال P لل steam يعني بدل ما أشتغل على P قليل بصير أشتغل على medium P لل steam وكيف أقلل ال Tsolution ، بعمل vaccume بدل ما أغليه يغلي على 100 خليه يغلي على 90 (P بقل أو زيادة ال P وزاد T لل steam)

TABLE 8.3-1. *Typical Heat-Transfer Coefficients for Various Evaporator*
(B3, B4, L1, P2)

Type of Evaporator	Overall U $W/m^2 \cdot K$	Overall U $Btu/h \cdot ft^2$
Short-tube vertical, natural circulation	1100–2800	200–50
Horizontal-tube, natural circulation	1100–2800	200–50
Long-tube vertical, natural circulation	1100–4000	200–70
Long-tube vertical, forced circulation	2300–11 000	400–20
Agitated film	680–2300	120–40
Agitated-film evaporator, newtonian liquid, viscosity		
1 cP	2000	400
1 P	1500	300
100 P	600	120

* Generally, nonviscous liquids have the higher coefficients and viscous liquids the lower coeffic
in the ranges given.

Effects of processing variables on evaporator operation

Effect of feed temperature:

- The inlet temperature of the feed has a large effect on the evaporator operation.
- When feed is not at its boiling point, steam is needed first to heat the feed to its boiling point and then to evaporate it.
- Preheating the feed can reduce the size of evaporator heat-transfer area.

Effect of steam pressure:

- High pressure provides high Ts values, and hence TS – T1 will increase.
- High pressure steam is however more costly.
- Therefore, overall cost analysis must be considered to determine the optimum steam pressure.

* عادة لا ينصح بال super heated steam لاستخدامات ال evap (لأنه ممكن يسبب تكلسات ، إلا إذا كان ال conc. قليل تقريبًا 1% ما راح يكون فيه تأثير كبير بالتالي بدي أزيد ال eff بقدر أدخل ال steam عند حرارات عالية (super heated condition).

* مرات ال steam يكون داخل at sat'd بالتالي I need extra heat عشان ال evap تكون ال eff له عالية بالتالي بحتاج أقلل ال P لل evap. عشان أقلل ال B.P لل solution إذا قلت بالتالي ال driving force increase.

* الهدف إنه بدي ال driving force تكون عالية $q = U A \Delta T$

↳ driving force

$(T_{steam} - T_{sol'n})$ ⟶ كلما كانت ال ΔT كبيرة على q ثابتة يعني بدي ال A تكون أقل مع ثبات U.

* زيادة ال ΔT راح تعطي running cost عالية بس fixed cost أقل (لأن ال area أقل)، إذا كان بال utility موجود عندي steam موجود ب sat'd و super heated وجاي من utility ثانية على ال plant بتخلي إذا بقدر أستخدم extra utility (الهدف) أزيد ال size على حساب ال ΔT.

⟵ عنا خيارين لزيادة ال eff :-

① إذا كان ال steam (super heated) معناها driving force عالية من T_{steam} ل $T_{sat'd}$ مش من $T_{sat'd}$.

② إذا ما كان super heated وبدي driving force عالية يعني ال A قليلة بشغل ال evap. على lower P بالتالي ال solution راح يغلي على حرارة قليلة.

Effect of pressure:

1. Pressure in the evaporator sets the boiling point of the solution (T_1).
2. Steam pressure determines the steam temperature (T_s)
3. Since $q = U A (T_S - T_1)$, larger values of $(T_S - T_1)$ will help reduce transfer area needed and hence the cost of evaporator.
4. Vacuum can be maintained in the solution side using a vacuum pump.

(1) ال P يلي شغال فيه ال evap. هو يلي بحدد ال B.p لل solution 6 بدي B.p تكون قليلة from economy point view
. (B.p↓ P↓)

(4) إذا ال material ما بتتحمل حرارات عالية لو وصلتها ل 100 c وكان فيها bio active مثلا specials هاد بصير له degardation وبدي أعملها conc. بحيث آخذ المي منها بشغلها vaccum وبخليها تغلي at lower T إذا ما بصير deg. وبنفس الوقت بصير عندي evap. .

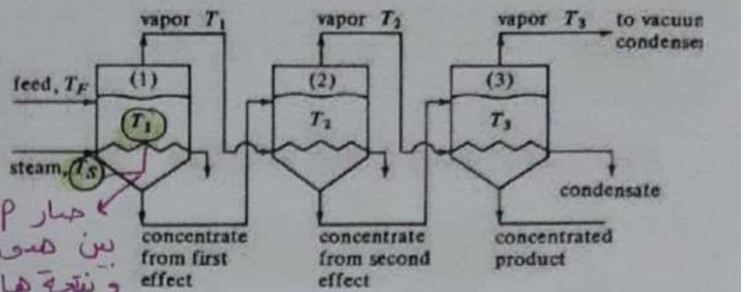
mperature Drops and Capacity of Multiple-Effect Evaporators

e general design equation for the multi-effect forward evaporator is

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta T_1 \qquad q_2 = U_2 A_2 \Delta T_2 \qquad q_3 = U_3 A_3 \Delta T_3$$

sumption

- The Assuming that the solutions have no boiling point rise and no heat of solution, and neglecting the sensible heat necessary to heat the feed to the boiling point.
- Approximately all the latent heat of the condensing steam appears as latent heat in the vapor.
- This vapor then condenses in the second effect, giving up approximately the same amount of heat:



صار drop بين وصول ونتيجة هاد ال drop تحول ل vap based on T_1

* دخلت ال steam على حرارة 120 وال sol'n يغلي على 100 بالتالي صار drop في ال T من 120 ل 100 وهذا لا يظهر بال first still يظهر بال second و ال third طالما ان ال conc. بلعب دور وبالتالي ال T drop بصير non linear وإذا صار هيك وأنا مفترض إنه ال evap. شغال على area ثابتة لل evap (3) معناها ال ΔT لكل واحد مختلفة ولل A ثابتة إذاً q تغيرت بظلت const.

*** Assumption ***

1. كلما زاد تركيز ال sol'n بلش يغلي على حرارة أعلى من حرارة المي يعني صار عندي B.p rise وبالمقابل عندي T drop بس هون بدنا نفترض no B.p rise يعني بس ΔT related between T_s & T_1 (sol'n).
2. ال steam داخل على sat'd vap وطالع على sat'd liq إذاً أعطى latent heat هاي ال λ أخذها ال sol'n وطلعها s λ من ال vap الطالع يعني ما فيه absorbing of heat by solution هاد إذا ال energy يلي طالع منها ال vap مش ي ال heat يلي أعطاها ال steam.

Then, the heat transfer into the 1st evaporator equals to that of other

$$q_1 = q_2 = q_3 \quad \Rightarrow \quad U_1\, A_1\, \Delta T_1 = U_2\, A_2\, \Delta T_2 = U_3\, A_3\, \Delta T_3$$

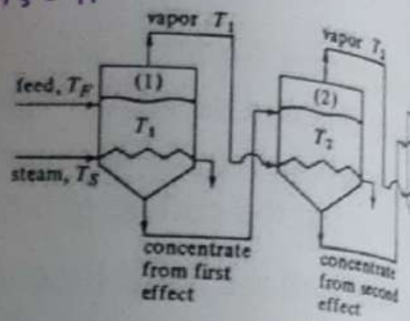
U_1 & U_2 & U_3 → const

Assuming all areas are equal

$A_1 = A_2 = A_3 = A$

$$\Rightarrow \quad \frac{q}{A} = U_1\, \Delta T_1 = U_2\, \Delta T_2 = U_3\, \Delta T_3$$

اذا ΔT زادت ← مفروض ال U تقل لتضل (q/A) const



For no boiling-point rise

$$\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = T_S - T_3$$

← آخر effect

Since ΔT_1 is proportional to $\frac{1}{U_1}$, then

$$\Delta T_1 = \sum \Delta T \, \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3}$$

resistant for first still

ΔT_1 علاقتها عكسية مع ال U_1

Similar equations can be written for ΔT_2 and ΔT_3

$$\frac{U_1 \Delta T_1}{U_1} = \frac{U_2 \Delta T_2}{U_1}$$

$$\Delta T_1 = \frac{U_2\, \Delta T_2}{U_1}$$

← وبنقدر نحل هيك لباقي ال still

*ليش ال area متساوية :-

لأنه في standard sizing لهاي ال evap ولأنه cost أقل دعشان نخلي ال effect لل λ يكون const وحتى ال design صعب نشتغل على A مختلفة.

*هل بنقدر أخلي ال ΔT تكون متساوية :-

عن طريق ألعب بال (P) بس إحنا دائماً ال ΔT متغيرة معنا يعني مش ضروري يكونوا نفسهم.

xample 2.3 Triple effect evaporators: steam usage and heat transfer surface

stimate the evaporating temperatures in each effect, for a triple effect evaporator vaporating 500 kg/h of a 10% solution up to a 30% solution. Steam is available at 200 Pa gauge and the pressure in the evaporation space in the final effect is 60 kPa bsolute. Assume that the overall heat transfer coefficients are 2270, 2000 and 1420 $J m^{-2} s^{-1} °C^{-1}$ in the first, second and third effects respectively. Neglect sensible heat effects nd assume no boiling-point elevation, and assume equal heat transfer in each effect.

less than atm pressure

إذاً شفّال vaccume

olution

total عنّا
& comp. MB

*Mass balance ($kg\ h^{-1}$)

	Solids	Liquids	Total
* Feed	(500 * 10%) ← 50	(500 − 50) → 450	500 → من السؤال
$F x_F = x_L L$ ← * Product	50	117	(167) → 50/0.3
* Evaporation		ال L لي طالعة ، منها solid من ال 50kg موجودة ماتغيرت ؟ .	333 ↓ (500 − 167)

steam) من الـ steam table (الـ

Heat balance

From steam tables, the condensing temperature of steam at 200 kPa (g) is 134°C and the late... kg^{-1}. Evaporating temperature in final effect under pressure of 60 kPa (abs.) is 86°C, as there... rise and latent heat is 2294 kJ kg^{-1}.

effect لكل

Equating the heat transfer in e...

$$q_1 = q_2 = q_3$$

$$U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2 = U_3 A_3 \Delta T_3$$

$$\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = T_S - T_3$$

$q_1 = q_2 = q_3$

$U_1A_1\Delta T_1 = U_2A_2$...

And $\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = (134$...

T_s الـ

Now, if $A_1 = A_2 = A_3$

then $\Delta T_2 = U_1\Delta T_1 / U_2$ and $\Delta T_3 = U_1\Delta T_1 / U_3$

so that $\Delta T_1(1 + U_1/U_2 + U_1/U_3) = 48$,

total الـ ΔT الـ

$\Delta T_1 \times [1 + (2270/2000) + (2$...

$\Delta T_1 = 12.9°C$,

$\Delta T_2 = \Delta T_1 \times (2270/2000) = 14.6°C$

$\Delta T_3 = \Delta T_1 \times (2270/1420) = 20.6°C$

كل وحدة with respect للثانية

$\Delta T_2 = \Delta T_1 \frac{U_2}{U_1}$

$\Delta T_3 = \Delta T_1 \frac{U_3}{U_1}$

الـ ΔT بتزيد لأن الـ conc بزداد.

هلا ال T هي ال T الي داخلة لل
eff الثانية وهكذا...

$T_s - \Delta T_1 = T_1$

And so the evaporating temperature:

- in first effect is (134 - 12.9) = 121°C; latent heat (from Steam Tables) 2200 kJ kg^{-1}.
- in second effect is (121 - 14.6) = 106.5°C; latent heat 2240 kJ kg^{-1}
- in the third effect is (106.5 - 20.6) = 86°C, latent heat 2294 kJ kg^{-1}

Boiling-Point Rise of Solutions

The solutions inside the evaporator are not diluted, hence their therm properties differ considerably from those of water, and change with th of water being removed.

⇨ Solution heat capacity and boiling point are quite different f those of water

For strong solutions of dissolved solutes, the boiling-point rise due to the solutes in the solution usually cannot be predicted.

⇨ Dühring's rule can be applied

A straight line is obtained if the boiling point o is plotted against the boiling point of pure wat same pressure for a given concentration at diff pressures

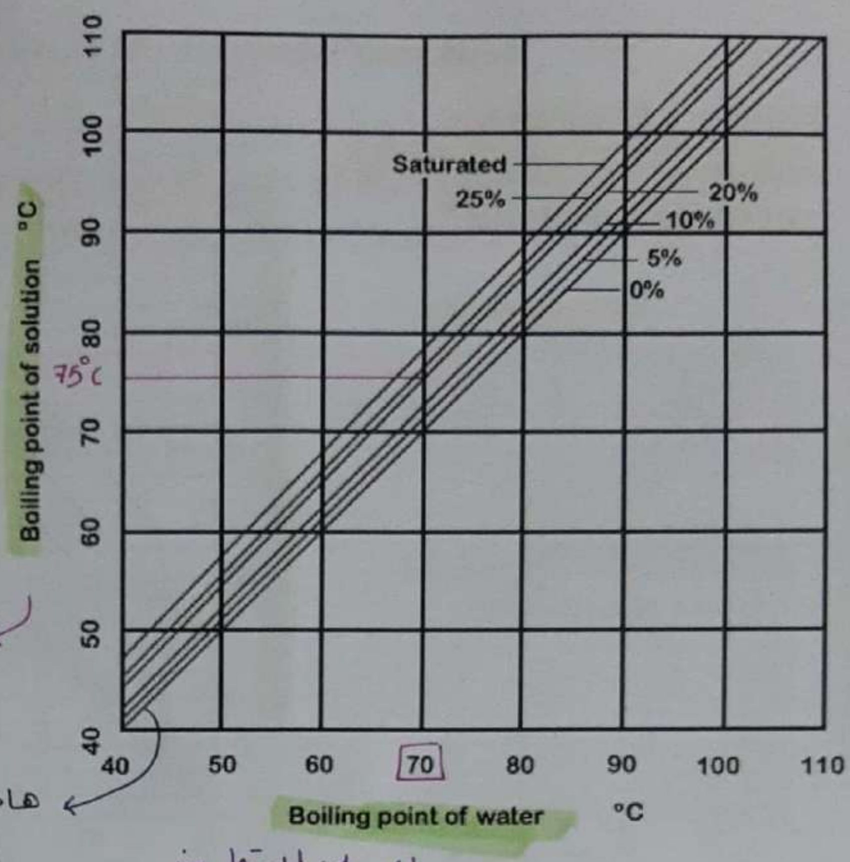
لـ كل solute
له chart
خاص فيه .

* هاي ال B.p rise صار diff . بينها وبين ال B.p
لل water ، بدل design هل نستخدم ال B.p of water
ولا ال B.p الحقيقية لل soln يلي بغلي عندها (بنستخدم ال
Real B.p) .

* كل ال cond. يلي إلها علاقة بال evap. سواء ال Cp أو ال λ
كلها بتتغير بالنسبة لل new B.p ، ولهيك إذا كان عندي new B.p
يلي لازم اشتغل عليها بجيبها من chart يلي هو
Dühring's chart

*كيف أستخدم ال chart :-

Dühring lines for queous solutions of odium chloride



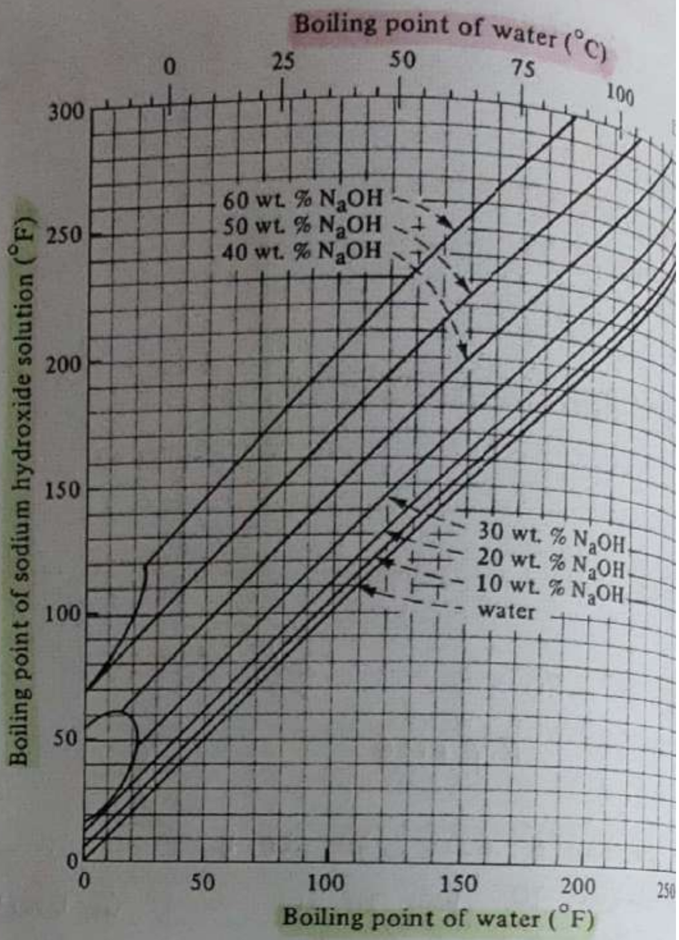
For each solution there will be a specific chart

* $75 - 70 = 5$ → B.p rise

هاد بكون عنده pure water
ال 70 بتضل 70 بس على تراكيز
عالية ال B.p لل solution
راح ترتفع .

لما يجي طلعتها من
ال Pvalue بقاطعها مع
التركيز وبوجد ال B.p of
solution

Dühring lines for aqueous solutions of sodium hydroxide



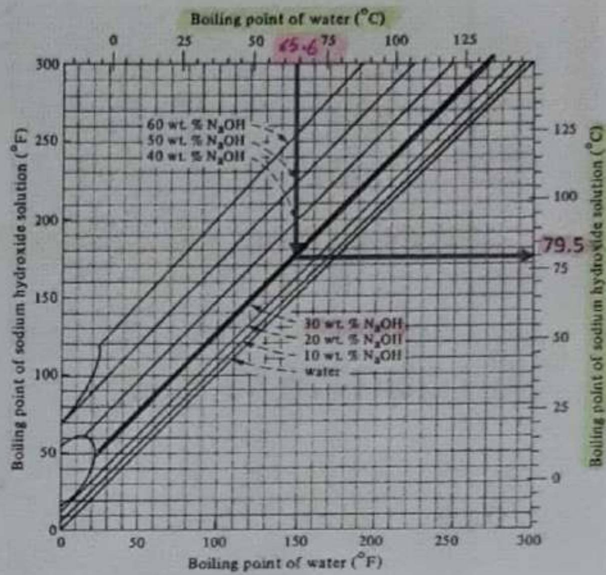
For each solution there will be a specific chart

xample 2.4. Use of a Dühring Chart for Boiling-Point Rise

an evaporator operates at a pressure of 25.6 kPa and a solution of 30% NaOH being boiled. Determine the boiling temperature of the NaOH solution and ne boiling-point rise (BPR) of the solution over that of water at the same ressure

olution

om the steam tables: the boiling point of ater at 25.6 kPa is 65.6°C



om Figure aside: for 65.6°C and 30% NaOH, ie boiling point of the NaOH solution is 9.5°C.

ne boiling-point rise;

(BPR) is 79.5 – 65.6 = 13.9°C

بس لل
الثالث evap

* الـ B.p
rise يعني قديش ارتفعت
الحرارة من درجة غليان الماء لدرجة
غليان المحلول ، كلما صار salt
أكثر درجة غليان المحلول زادت
(كل still له B.p rise خاصة
فيه حسب الـ conc يلي موجودة فيه).

Enthalpy–Concentration Charts of Solutions

The heat-of-solution phenomenon is added or evolved when a soluti concentrated or diluted, respectively. A considerable temperature ris occurs.

- The amount of heat evolved depends on the type of subst the amount of water used.

For some solutions, heat capacities can't be easily used to calculate e

Enthalpy- concentration Chart can be used	*Enthalpies from the figure can be u those in the steam tables.* *values for h_F and h_L can be taken f chart and values for λ and H_V from tables*

هاد يستعمل مشان تطلع ال enthalpy لل
solution ، إذا ما كان عندي chart مفروض يكون
معطينا correlation نحسب منها .

ion ge
se/dr

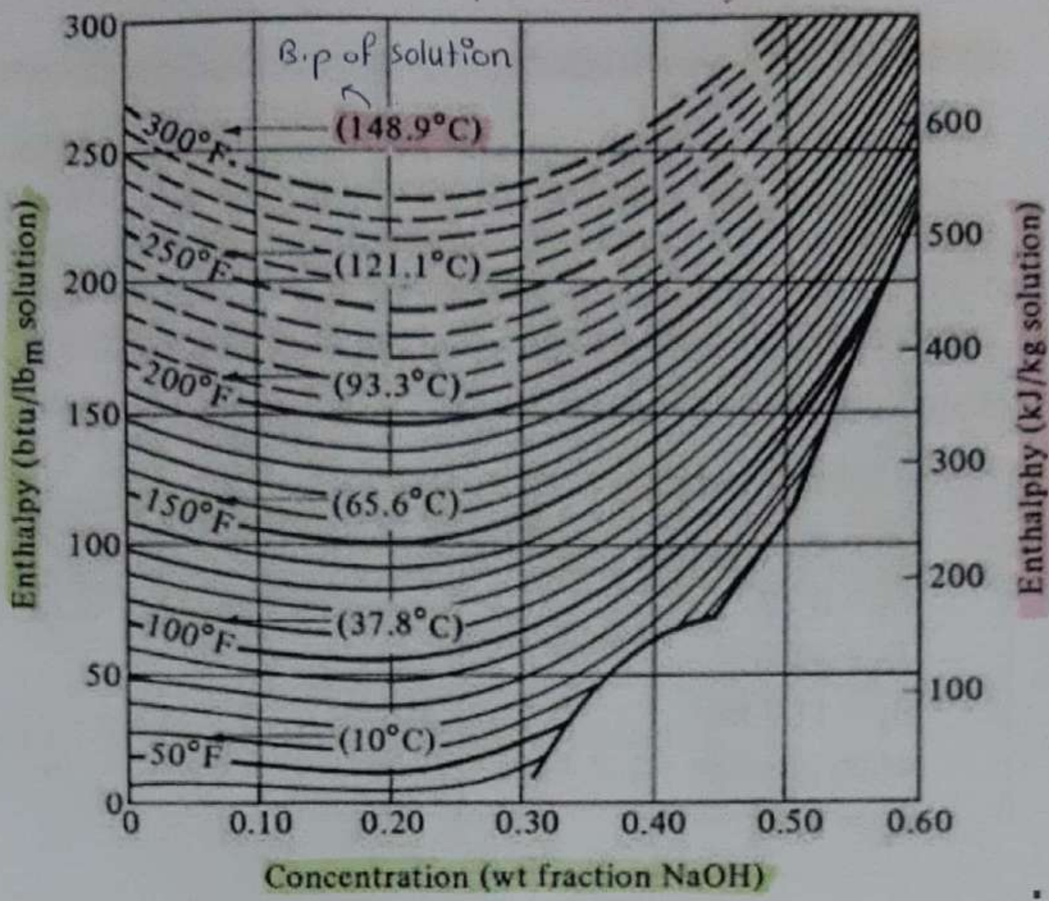
Enthalpy–Concentration Charts of NaOH Solution

ance

entha

r each solution there
used ll be a specific chart

n from
m the



له معطاه

Example 2.5. Use of Enthalpy–Concentration Charts of Solutions

An evaporator is used to concentrate 4536 kg/h of a 20% solution of NaOH in w[...] entering at 60°C to a product of 50% solids. The pressure of the saturated steam [...] 172.4 kPa and the pressure in the vapor space of the evaporator is 11.7 kPa. The [...] heat-transfer coefficient is 1560 W/m²·K. Calculate the steam used, the steam e[...] in kg vaporized/kg steam used, and the heating surface area in m².

Solution

أقل من ار
under
100 vaccum atm p نيعني هو بالتالي ار B.P بدها تكون أقل من

Given information:

$F = 4536$ kg/h
$x_F = 0.20$
$T_F = 60°C$
$P_1 = 11.7$ kPa
steam pressure = 172.4 kPa.
$x_L = 0.50$

$$F = L + V \Rightarrow 4536 = L + V$$

$$F\,x_F = L\,x_L \Rightarrow 4536\,(0.2) = L\,(0[...]$$

$$L = 1814\ kg/[...]$$

$$4536 = 1418 + [...]$$

$$V = 2722\ kg/[...]$$

بدي أطلع ال h الداخل عل ال
evap وال h الطالع

o determine the boiling point T_1 of the 50% concentrated solution, we need to get the oiling point of water at $P_1 = 11.7\ kPa$ from steam table

ABLE B.2 Saturated Water: Pressure Table

Pa, MPa	T °C	$\hat{v}_l$ m³/kg	$\hat{v}_v$ m³/kg	$\hat{u}_l$ kJ/kg	$\Delta\hat{u}_{lv}$ kJ/kg	$\hat{u}_v$ kJ/kg	$\hat{h}_l$ kJ/kg	$\Delta\hat{h}_{lv}$ kJ/kg	$\hat{h}_v$ kJ/kg	$\hat{s}_l$ kJ/kg K	$\Delta\hat{s}_{lv}$ kJ/kg K	$\hat{s}_v$ kJ/kg K
6113	0.01	0.001000	206.132	0	2375.3	2375.3	0.00	2501.3	2501.3	0	9.1562	9.1562
0	6.98	0.001000	129.208	29.29	2355.7	2385.0	29.29	2484.9	2514.2	0.1059	8.8697	8.9756
5	13.03	0.001001	87.980	54.70	2338.6	2393.3	54.70	2470.6	2525.3	0.1956	8.6322	8.8278
0	17.50	0.001001	67.004	73.47	2326.0	2399.5	73.47	2460.0	2533.5	0.2607	8.4629	8.7236
5	21.08	0.001002	54.254	88.47	2315.9	2404.4	88.47	2451.6	2540.0	0.3120	8.3311	8.6431
.0	24.08	0.001003	45.665	101.03	2307.5	2408.5	101.03	2444.5	2545.5	0.3545	8.2231	8.5775
.0	28.96	0.001004	34.800	121.44	2293.7	2415.2	121.44	2432.9	2554.4	0.4226	8.0520	8.4746
.0	32.88	0.001005	28.193	137.79	2282.7	2420.5	137.79	2423.7	2561.4	0.4763	7.9187	8.3950
.5	40.29	0.001008	19.238	168.76	2261.7	2430.5	168.77	2406.0	2574.8	0.5763	7.6751	8.2514
0.0	45.81	0.001010	14.674	191.79	2246.1	2437.9	191.81	2392.8	2584.6	0.6492	7.5010	8.1501
5.0	53.97	0.001014	10.022	225.90	2222.8	2448.7	225.91	2373.1	2599.1	0.7548	7.2536	8.0084

At $P_1 = 11.7\ kPa$ from steam table; $T_s = 48.9$ °C

From steam table

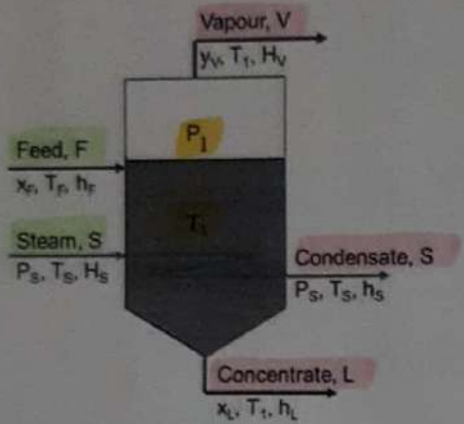
From Dühring Chart

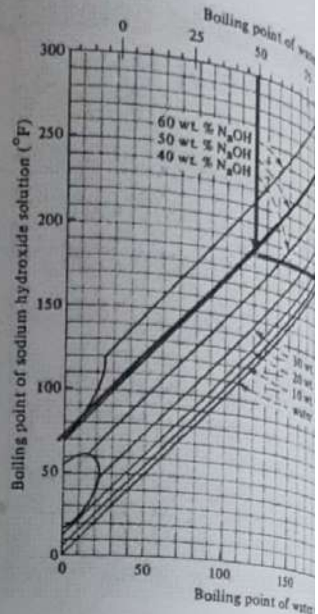
For a boiling point of water of 48.9°C and 50% NaOH ⇨ $\left[T_1 = 89.5\ ^\circ\mathrm{C}\right]$

طلعنا Ts من ال
steam table بتقاطعها مع ال 50%
من الرسمة وبوجد
$T_1 = 89.5°C$

Boiling-point rise = $T1 - Ts$

$= 89.5 - 48.9 = 40.6°C$





بدي أوجد h_F و h_L
يعني مرة على ال feed cond
ومرة على ال solution الطالع ،

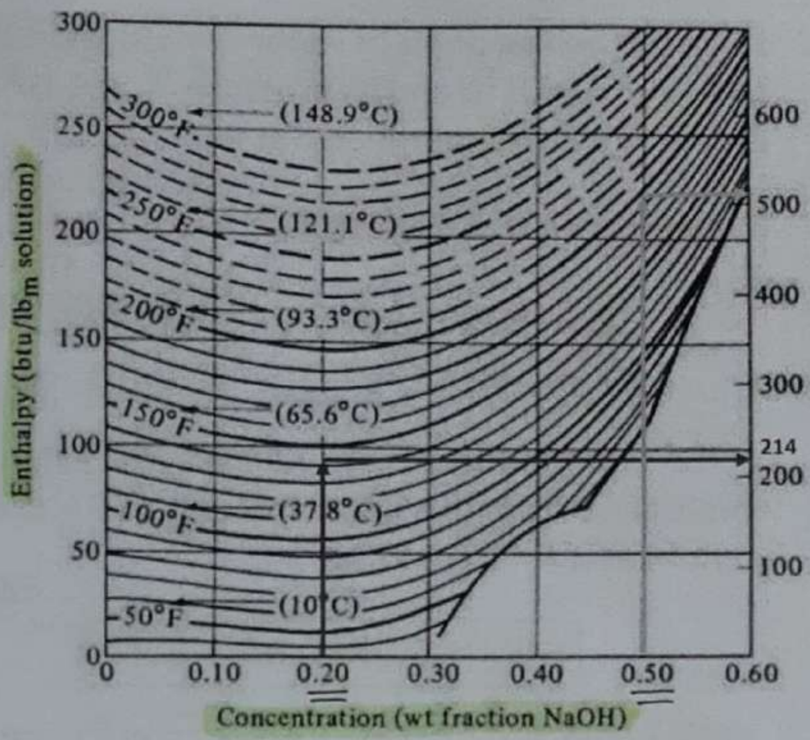
m Enthalpy – concentration Chart

eed concentration of 20% NaOH
feed temperature $T_F = 60°C$

⇨ $h_f = 214$ kJ/kg

roduct concentration of 50% NaOH
solution temp. $T_1 = 89.5$ °C

⇨ $h_L = 505$ kJ/kg



Since the boiling point of water is 48.9°C and the evaporator temperature to be $T_1 = 89.5$ °C and its pressure $P_1 = 11.7\ kPa$, then the vapor V that evaporator is in superheated state

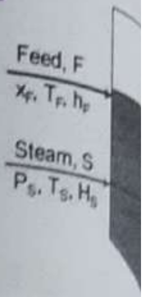
نعتمد على قيمة ال ref يعني
إذا ال T ref كانت لكل ال sys 100
يعني ال Hv بتساوي ال T ref وما فوقها
أما ال ref Temp وقت

From superheated team table at:

$T_1 = 89.5$ °C and
$P_1 = 11.7\ kPa$

$\Rightarrow$ $H_V = 2667$ kJ/kg

مثل ال h_L



For the saturated steam at 172.4 kPa, the saturation temperature from the steam tables is 115.6°C and the latent heat is λ = 2214 kJ/kg

$$\boxed{F\,h_F + S\,\lambda = L\,h_L + V H_V}$$

$$4535\,(214) + S\,(2214) = 1814\,(505) + 2722\,(2667)$$

$$S = 3255\ kg/h$$

* عند ال P=11.7 ال B.P=48.5 وال Liq
يلي طالع 89.5 الفرق بينهم بعطي ال
sat'd liq + superheated ، لو ال liq
وال vap على نفس الحرارة معناها يلي بتغير
هو بس ال latent heat .

$$q = S\,(H_S - h_S) = S\lambda = 3255\,(2214)\,\frac{1000}{3600} = 2{,}002{,}000\ W$$

$$q = UA\,\Delta T = UA\,(T_S - T_1)$$

$$2{,}002{,}000\ W = 1560\ W/m2{\cdot}K\ A\ (115.6 - 89.5)\ K$$

$$A = 49.2\ m^2$$

Steam economy = V / S
= 2722/3255 = 0.836

* لو دخل ال steam وهو superheated
هل ال vap يلي بطلع بكون sat'd ولا
super heated ؟!

① لنفرض كله شغال على P atm ودخل عندي ال steam
على إنه superheated ال solution بده يرفع حرارته أكثر
من ال vap يلي داخل طالع بالتالي راح يطلع super heated .

② لو ضغطت ال sol'n داخل ال evap على pressure
قريب من ال P لل steam الداخل معناها داخل عندي
superheated تكون ال P ← the effect compensated
of degree of super heated مبطلع sat'd .

③ لو داخل sat'd وعملت vaccume على ال solution
يلي داخل ال evap. مفروض يغلي على 1 atm إذا كنت
ال atm بصير يغلي على حرارة أقل إذاً صار عندي diff Temp
صار super heated .

④ لو كان ال steam داخل سواء sat'd أو superheated
وكانت 179 kPa ال P لل steam وأنا ضغطت ال evap
على 300 kPa يعني مريش ضغط ال P بتع ال steam ما راح
يتبخر ولا قطرة vap ، ال sys بصير subcool
يعني ال eff لل vap بتكون zero .

Topic 2.3. Design of Evaporators

Last lecture

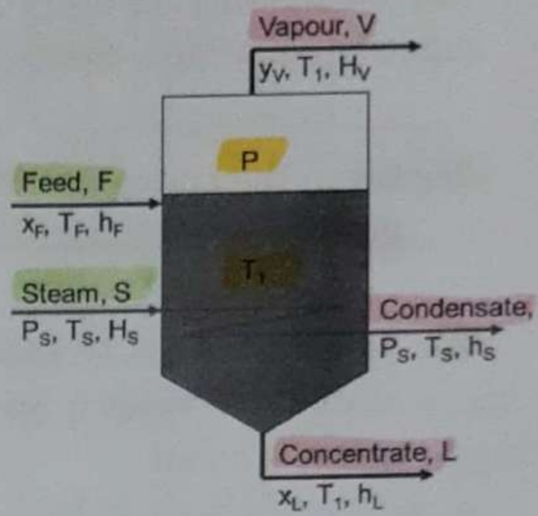
- ✓ Explain how the overall heat transfer coefficient is calculated for evaporation
- ✓ Perform heat and material balances on evaporation units and processes

This lecture

- ✓ Design of Multi-effect e
- ✓ Examples

Given information for evaporators design

1. Steam pressure to the first effect
2. Final pressure in the vapor space of the last effect
3. Feed conditions and flow to the first effect
4. Final concentration in the liquid leaving the last effect
5. Physical properties such as enthalpies and/or heat capacities of the liquid and vapors
6. Overall heat-transfer coefficients in each effect
7. The areas of each effect are assumed equal



* هاي عبارة عن trial & error أنا بفرض بعض الـ var. وبالأخير برجع أحسبهم مرة ثانية- وأقارن يلي طلعته مع يلي افترضته، إذا نفسه معناها الـ design تم وهاد الحكي ما بصير في الحقيقة 6 الـ Real value يلي طلعت أول مرة باخذها مرة ثانية وبعوضها من جديد في البداية بدل الـ initial guess معطية على كيفي هسا صار عندي value محسوبة برجع اعمل الحسابات وأقارن وبضل هيك لغاية ما يصير الفرق بين الـ calculated والـ assumed يساوي zero.

⇐ الـ steam يلي داخل سواء sat'd أو superheated أنا بدي أطلع الـ λ حتى أعوضها بالـ energy balance.

⇐ أخذت P يلي منه بعرف الـ B.p لل water يلي بتتبخر من هذا الـ evap. إذا عرفتها والـ comp. هنا بالتالي بقدر أعرف الـ B.p لل solution من الـ During chart ج، وإذا عرفنا الـ B.p بروح على الـ enthalpy chart وبعرف الـ h_L بنفسه وبنفعل over all balance على الـ 3 evap الموجودات الـ feed معروف والـ enthalpy بقدر أطلعها زي ما عملنا بالـ L يعني الـ feed الداخل و L_3 معروفات حسب الـ comp balance بالتالي بضل على أحسب V_1 & V_2 & V_3.

* بدنا نفترض انه $V_1=V_2=V_3$ بالتالي V_{total} يساوي مجموعهم يعني لو بدي أعمل over all MB ⇐ $F = V_{total} + L_3$ ومنها بطلع الـ V_{total} وبناءً عليه بقسم على عدد الـ still وبطلع الـ V لكل وحدة لأنهم متساويات، طلعنا V_1 والـ F معروف بقدر أطلع L_1 وهكذا.. الخ.

Step-by-Step Calculation Methods for Triple-Effect Eva

The calculations are done using material balances, heat balances, and capacity equations: $q = U\,A\,\Delta T$ for each effect using trial and error ca

1. Given the **concentration** and pressure in the last effect

هاد الحكي لل last still وبعدين برجع رجوع

Calculate the boiling **point** in the last effe using **Dühring-line**

2. Assume for the 1st guess the amount of vapor from each effect is equal

$$V_1 = V_2 = V_3$$

so $V_{Total} = V_1 + V_2 + V_3$

Perform overall and balance to calculate liquid from the 3rd ev

$$F = L_3 + V$$

$$F\,x_F = L_3\,x$$

* شرح هاد الحكي مكتوب بالسلايد قبل ؟؟

بقدر أحسبها

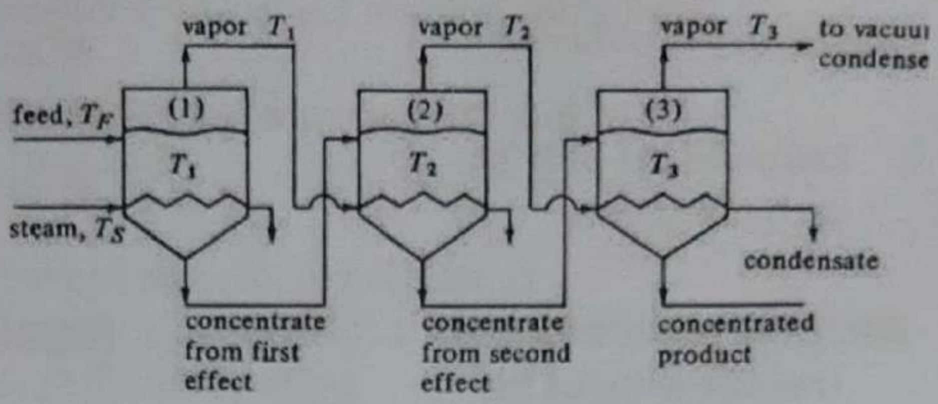
$$q = \underset{\text{const}}{U}\ \boxed{A}\ \underset{\text{calculated}}{\Delta T}$$

من ال steam الداخل (calculated)

ased on the obtained
L_3 and V_1, V_2, V_3

⇨ Do material balance around each effect to get L_1 and L_2

$$F = L_1 + V_1$$
$$L_1 = L_2 + V_2$$



Make a solids balance on effects 1, 2, and 3 and solving for x

$$F\,x_F = L_1\,x_1$$ → مسبت ال flow rate

$$L_1\,x_1 = L_2\,x_2$$ و من هون بحسب ال x

$$L_2\,x_2 = L_3\,\underline{x_3}$$

مفروض تكون تساوي ال x_3 required إذا لا معناها في خلل .

ال X طلعت بقدر أطلع
ال B.p لل solution

Based on the obtained
x_1, x_2, x_3
Calculate the BPR for each effect

- $BPR1\ °C = 1.78 x_1 +$
- $BPR2\ °C = 1.78 x_2 +$
- $BPR3\ °C = 1.78 x_3 +$

3. $\sum \Delta T$ available for heat transfer without the superheat is obtained by subtracting the sum of all three BPRs from the overall ΔT of TS – T3 (saturation)

Calculate ΔT for each effect

$$\sum \Delta T = T_S - T_3 - BPR1 -$$

$$\Delta T_1 = \sum \Delta T \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U}$$

$$\Delta T_2 = \sum \Delta T \frac{1/U}{1/U_1 + 1/U}$$

$$\Delta T_3 = \sum \Delta T \frac{1/U}{1/U_1 + 1/U}$$

لما من حصول ال ΔT
بقدر أعرف ال area (q = UAΔT)

* ال B.p rise بنعتمد على 2 factors :

1 حسب ال B.p يلي طالع لل vap وال comp
واستخدم ال chart .

2 حسب ال correlation بتكون موجودة عنا (بستخدمها بدل ال chart)

← قبل كنا نحكي ΔT = Ts − T3 ، بس هون بدنا نطرح منها ال BPR

$H = C_p \Delta T$ *
↳ for solution

* بدي أطلع ال new value لل L_1 و L_2 و L_3
من معادلات ال EB (بنحتاج ال H وال λ)

The heat capacity of the liquid in each effect is calculated from the e

$$c_p = 4.19 - 2.35(x)$$

Feed: $c_p = 4.19 - 2.35(0.1) = 3.955 \dfrac{kJ}{kg.K}$

L3: $c_p = 4.19 - 2.35(0.5) =$

L1: $c_p = 4.19 - 2.35(0.136) = 3.869 \dfrac{kJ}{kg.K}$

L2: $c_p = 4.19 - 2.35(0.214)$

The values of the enthalpy H of the various vapor streams relative to w as a datum are obtained from the steam table as follows:

Effect 1

*عشان نفوض في ال EB بنحتاج نعرف قيم ال H

اللي داخل ح ال feed

$T_1 = 105.54\ °C$ — ال solution

$T_{s2} = 105.18°C$ — ↳ اللي طالع من فوق

$BPR1 = 0.36\ °C$ — ↳ التغيير بالحرارة — cp

$T_{s1} =$

$H_1 = H_{s2}\ (sat\ enthalpy\ at T_{s2}) + 1.884\ (BPR1\ \ superheated)$

$H_1 = 2684 + 1.884\ (0.36) = 2685\ kJ/kg$

ال H الطالعة من ال Top لأول effect

→ هاد ال vap معتمد على ال BPR إذا كانت ال B.PR ما نضيفها على ال solution تعطيني حرارة أعلى من ال B.p للمي at given P بالتالي ∴ super heated

اذا ال T لل vap اللي طالع أعلى من ال B.p لل water بالتالي superheated لو كانت 100 بكون sat'd vap.

* ال solution اللي داخل لل evap شغال على P معين ممكن بأول ال still يكون 1atm
أو ممكن يكون lower P، نفترض أول حالة (1 atm) يعني B.p = 100، ال sol'n
فيه solid بالتالي صار عندنا B.p rise يعني حرارة ال sol'n زادت صارت
أعلى من ال Bp لل water (110, 105, ...) يعني ال B.p لل water للطالع
هو أعلى من ال B.p عند ال P الموجود بالتالي super heated، ال feed سخناه ودخل
ل solution ل 105 (B.p > Bp water) بالتالي بتوقع ال vap
steam هاد ال steam رفع حرارة ال solution حسب ال degree of ال BPR إذا كانت ال BPR
اللي طالع بكون sat'd أو أعلى أما إذا أعطتني higher degree يعني ممكن يكون
توصلي إياه ل sat'd vap معناها superheated، حرارة ال vap اللي طالع أعلى من حرارة اللي على ال P هاد ال effect. إذا
و superheated ال الثانية لنفرض ال P كان 0.8 وال B.p 85 طلعت
حرارة 90 يعني أقل من 100 لكن still ال superheated هاد ال with respect P ef اللي في ال still
هو above ال B.p لل water بالتالي superheated والعكس صحيح ∴ .

يعني vap طالع super heated → ممكن تكون sat'd vap أو super heated

$\lambda_1 = H_{s1}\ (sat\ vap) - h_{s1}\ (sat\ liq\ at T_{s1})$

$\lambda_1 = 2708 - 508 = 2200\ kJ/kg$

condens. وصلها الثالث effect طلعت من 2 ودخلت بال

Effect 2

$T_1 = 86.84 \qquad T_{s3} = 86.19 \qquad BPR_2 = 0.65$

$H_2 = H_{s3} + c_{p\,steam}\,(BPR) = 2654 + 1.884(0.65) = 2655\ kJ/kg$

$\lambda_{s2} = H_1 - H_{s2} = 2685 - 441 = 2244\ kJ/kg$

Effect 3

$T_3 = 54.12 \qquad T_{s4} = 51.67 \qquad BPR_3 = 2.45$

$H_3 = H_{s4} + c_{p\,steam}\,(BPR) = 2595 + 1.884(2.45) = 2600\ kJ/kg$

$\lambda_{s3} = H_2 - H_{s3} = 2655 - 361 = 2294\ kJ/kg$

* عادة ال sat'd liq دايمًا الحسابات بتكون based on ref Temp

$h_L = q = m\ cp\ \Delta T$

T solution − Tref

ممكن تكون 25 ، بالنسبة لل liq solution الطالع من ال still

h ل $h_L = q = mcp(T - T_{ref})$

لو خلينا هاي هي ال ref T بالتالي $h_L = 0$.

$H_s = H_{s2} + \cdots$

لما نطلع vap ويصير condens ال condens. له نحتاج h_L لأنه تحول من v ل liq بالتالي راح نخسر من ال latent heat

لو كان super heated بدنا نضيف التكامل.

* بنقدر أحط ال ref أي Temp بديا يا ها ، راح يطلع نفس الجواب لكن أحيانًا نلجأ إنه نحط ال ref T ال T لل liq يلي طالع لأنه مابنقدر نحسب ال h لل soln الطالع مفروضًا لما يكون ال s conc عالي منه بدنا نلجأ لل chart مفشان نريح مالنا بنفرض Tref (بس هون بالكتاب ($T_{ref} = 0$

لو مش 0

$H = \lambda$

* هون بلشنا نعمل إعادة حسابات لل var يلي من ضمنهم
في البداية ، بنا نحسب قيم ال V ← based على قيم ال enthalpy
يلي حسبناهم .

$V_1 = F - L_1 = 22680 - L_1$ $V_2 = L_1 - L_2$ $V_3 = L_2 - L_3 = L_2 \ldots$

لـ كل effect عملناله MB

Write a heat balance on each effect

كل effect بنعمله EB لحاله

إذا super heated $S(\lambda_{s1} + \int c_p \Delta T)$

Effect 1 $F c_{pF}(T_F - 0) + S\lambda_{s1} = L_1 \boxed{c_{p1}}(T_1 - 0) + V_1 H_1$ → يلي هون c_p حسبناها قبل شوي يلي طالعة based على ال Temp بعد ما ΔT adjusted

$22680\,(3.955)\,(26.7 - 0) + S(2200) = L_1(3.969)(105.54 - 0) + (22680 - L_1) \ldots$

Effect 2 $L_1 c_{p1}(T_1 - 0) + V_1\lambda_{s2} = L_2 c_{p2}(T_2 - 0) + V_2 H_2$

$L_1\,(3.869)\,(105.54 - 0) + (22680 - L_1)(2244) = L_2(3.684)(86.84 - 0) + (L_1 - L_2) \ldots$

Effect 3 $L_2 c_{p2}(T_2 - 0) + V_2\lambda_{s3} = L_3 c_{p3}(T_3 - 0) + V_3 H_3$

$L_2\,(3.684)\,(86.84 - 0) + (L_1 - 2)(2294) = 4536(3.015)(54.12 - 0) + (L_2 - 4536) \ldots$

* S & L_1 & L_2 ← مجاهيل

لـ بنحل ال 3 معادلات مع بعض
وبنوجد قيمهم بعدين بنعوض بال
MB يلي فوق وبنطلع قيم V_1 و V_2 و V_3

Solving the last two equations simultaneously for L1 and L2, and substituting into the first equation

$L_1 = 17078\ kg/h$ $\quad L_2 = 11068\ kg/h$ $\quad L_3 = 4536\ kg/h$

$S = 8936\ kg/h$ $\quad V_1 = 5602\ kg/h$ $\quad V_2 = 6010\ kg/h$ $\quad V_3 = 6532\ kg/h$

هاي القيم based on calculation value from EB

بدنا نطلع ال duty لكل evap

$$q_1 = S\lambda_{S1} = \left(\frac{8936}{3600}\right)(2200 \times 1000) = 5.460 \times 10^6\ \text{W}$$

$$q_2 = V_1\lambda_{S2} = \left(\frac{5602}{3600}\right)(2244 \times 1000) = 3.492 \times 10^6\ \text{W}$$

$$q_3 = V_2\lambda_{S3} = \left(\frac{6010}{3600}\right)(2294 \times 1000) = 3.830 \times 10^6\ \text{W}$$

* من ال still الثاني وفوق كلهم بعطو latent heat بس الأول based على طبيعة ال steam ممكن ياخذ latent heat ويوخذ super heated .

* هل ممكن الثاني وفوق ياخذو super heated ؟ :- ممكن إذا صارت العملية unss ، ال P تتغير على ال still الثاني عن ال sat'd P يلي مفروض يكون عليه لكن in reality في ال design بنخلي الثاني وطالع at sat'd level لكن الأول not necessarly .

* طلعنا ال area based on design equation ($q = UA\Delta T$)

← بنلاحظ القيم بعيدة عن بعض وبعيدة عن ال ave. بالتالي I need to adjust ΔT based on A with respect to A_m

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1\,\Delta T_1} = \frac{5.460 \times 10^6}{3123(15.56)} = 112.4\ \text{m}^2$$

$$A_2 = \frac{q_2}{U_2\,\Delta T_2} = \frac{3.492 \times 10^6}{1987(18.34)} = 95.8\ \text{m}^2$$

$$A_3 = \frac{q_3}{U_3\,\Delta T_3} = \frac{3.830 \times 10^6}{1136(32.07)} = 105.1\ \text{m}^2$$

$$A_m = 104.4\ \text{m}^2.$$

a second trial will be made starting with step 6

$$q = U A \Delta T$$

const

إذا زادت حق ال A_m مفروض ΔT تنزل عشان تظل ال q ثابتة

← يعني عشان compensate this effect بدنا ناخذ ال A لكل وحدة ونقسمها على ال A_m راح يعطي fraction ممكن أكبر من 1 أو أقل من 1 هذا ال fraction ندخله في ال design equation ونحسب new ΔT.

Step 6. Making a new solids balance on effects 1, 2, and 3, using the new $L_1 = 17\,078$, $L_2 = 11\,068$, and $L_3 = 4536$, and solving for x,

(1) $22\,680(0.1) = 17\,078(x_1), \; x_1 = 0.133$

ال x بدنا اياهم
عشان نطلع new BPR
based on this values

(2) $17\,078(0.133) = 11\,068(x_2), \; x_2 = 0.205$

(3) $11\,068(0.205) = 4536(x_3), \; x_3 = 0.500$ (check balance)

Step 7. The new **BPR** in each effect is then

(1) $\mathrm{BPR}_1 = 1.78x_1 + 6.22x_1^2 = 1.78(0.133) + 6.22(0.133)^2 = 0.35°\mathrm{C}$

(2) $\mathrm{BPR}_2 = 1.78(0.205) + 6.22(0.205)^2 = 0.63°\mathrm{C}$

(3) $\mathrm{BPR}_3 = 1.78(0.5) + 6.22(0.5)^2 = 2.45°\mathrm{C}$

$\sum \Delta T$ available $= 121.1 - 51.67 - (0.35 + 0.63 + 2.45) = 66.00°\mathrm{C}$

هسا كي
new adj for ΔT
كي هاي ال based
values

* بنحسب ال $\Delta T'$ لكل effect .

$$\Delta T'_1 = \frac{\Delta T_1 A_1}{A_m} = \frac{15.56(112.4)}{104.4} = 16.77\text{ K} = 16.77°\text{C}$$

$$\Delta T'_2 = \frac{\Delta T_2 A_2}{A_m} = \frac{18.34(95.8)}{104.4} = 16.86°\text{C}$$

$$\Delta T'_3 = \frac{\Delta T_3 A_3}{A_m} = \frac{32.07(105.1)}{104.4} = 32.34°\text{C}$$

$$\sum \Delta T = 16.77 + 16.86 + 32.34 = 65.97°\text{C}$$

These ΔT values are readjusted so that $\Delta T'_1 = 16.77$, $\Delta T'_2 = 16.87$, $\Delta T'_3 = 32.36$, and $\sum \Delta T = 16.77 + 16.87 + 32.36 = 66.00°\text{C}$. To calculate the actual boiling point of the solution in each effect,

(1) $T_1 = T_{S1} - \Delta T'_1 = 121.1 - 16.77 = 104.33°C$, $T_{S1} = 121.1°C$

(2) $T_2 = T_1 - BPR_1 - \Delta T'_2 = 104.33 - 0.35 - 16.87 = 87.11°C$

$T_{S2} = T_1 - BPR_1 = 104.33 - 0.35 = 103.98°C$

(3) $T_3 = T_2 - BPR_2 - \Delta T'_3 = 87.11 - 0.63 - 32.36 = 54.12°C$

$T_{S3} = T_2 - BPR_2 = 87.11 - 0.63 = 86.48°C$

* بنحسب T_1 و T_2 و T_3
وبنرجع نحسب ال c_p عشان مرة
وال h بناءً على هاي القيم لل T
وبنعمل EB ونطلع قيم جديدة لـ L_1
و L_2 & S ومنها بنطلع V_1 و V_2 و V_3
و q وال A

Step 8. Following step 4, the heat capacity of the liquid is $c_p = 4.19 - 2.35x$:

$$F: \quad c_p = 3.955 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$$

$$L_1: \quad c_p = 4.19 - 2.35(0.133) = 3.877$$

$$L_2: \quad c_p = 4.19 - 2.35(0.205) = 3.708$$

$$L_3: \quad c_p = 3.015$$

The new values of the enthalpy H are as follows in each effect:

$$(1) \quad H_1 = H_{S2} + 1.884(^\circ\text{C superheat}) = 2682 + 1.884(0.35) = 2683 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{S1} = H_{S1} - h_{S1} = 2708 - 508 = 2200 \text{ kJ/kg}$$

(2) $H_2 = H_{S3} + 1.884(0.63) = 2654 + 1.884(0.63) = 2655$ kJ/kg

$\lambda_{S2} = H_1 - h_{S2} = 2683 - 440 = 2243$ kJ/kg

(3) $H_3 = H_{S4} + 1.884(2.45) = 2595 + 1.884(2.45) = 2600$ kJ/kg

$\lambda_{S3} = H_2 - h_{S3} = 2655 - 362 = 2293$ kJ/kg

Writing a heat balance on each effect,

(1) $22\,680(3.955)(26.7 - 0) + S(2200)$

$$= L_1(3.877)(104.33 - 0) + (22\,680 - L_1)(2683)$$

(2) $L_1(3.877)(104.33-0)+(22\,680-L_1)(2243)$

$$=L_2(3.708)(87.11-0)+(L_1-L_2)(2655)$$

(3) $L_2(3,708)(87.11-0)+(L_1-L_2)(2693)$

$$=4536(3.015)(54.12-0)+(L_2-4536)(2600)$$

Solving,

$L_1=17\,005$ kg/h $\quad L_2=10\,952 \quad L_3=4536 \quad S=8960$ (steam used)

$V_1=5675 \quad V_2=6053 \quad V_3=6416$

لـ بنلاحظ ال V بتزيد ، لأنه صار عندي
P decrease ، كل مرة ال still لحي بعده ال P
بقل إذاً عندي more evap و more BPR
بالتالي vap أكثر .

$$q_1 = S\lambda_{S1} = \frac{8960}{3600}(2200 \times 1000) = 5.476 \times 10^6 \text{ W}$$

$$q_2 = V_1\lambda_{S2} = \frac{5675}{3600}(2243 \times 1000) = 3.539 \times 10^6 \text{ W}$$

$$q_3 = V_2\lambda_{S3} = \frac{6053}{3600}(2293 \times 1000) = 3.855 \times 10^6 \text{ W}$$

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1\,\Delta T_1'} = \frac{5.476 \times 10^6}{3123(16.77)} = 104.6 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{q_2}{U_2\,\Delta T_2'} = \frac{3.539 \times 10^6}{1987(16.87)} = 105.6 \text{ m}^2$$

$$A_3 = \frac{q_3}{U_3\,\Delta T_3'} = \frac{3.855 \times 10^6}{1136(32.36)} = 104.9 \text{ m}^2$$

$$A_m = 105.0 \text{ m}^2.$$

قيم الـ area
هون قريبة كثير لل
Am بالتالي وصلنا لل
conversion بالتالي قيم الـ V يلي
طلعت قبل شوي صحيحة ..

$$\text{steam economy} = \frac{V_1 + V_2 + V_3}{S} = \frac{5675 + 6053 + 6416}{8960} = 2.025$$

ل

كل كيلو steam

دخلناه أعطاني 2 كيلو steam

vap طالع هاد منيح ، لو كان أقل من

1 مش منيح ، و إذا بدي إياه more efficient

بكون 3

* كل العملية

trial & error

😐

Topic 3.1. Humidification

Last lecture

- ✓ Evaporation and evaporators design

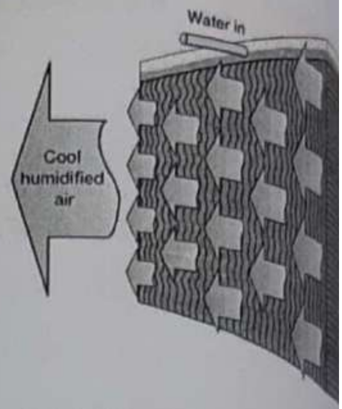
This lecture

- ✓ Calculate properties of ideal gas mixtures and determine the properties of
- ✓ Plot processes on a psychrometric chart and analyze processes
- ✓ Calculate and distinguish the four types of humidity Properties that affect evaporation processes
- ✓

Definitions

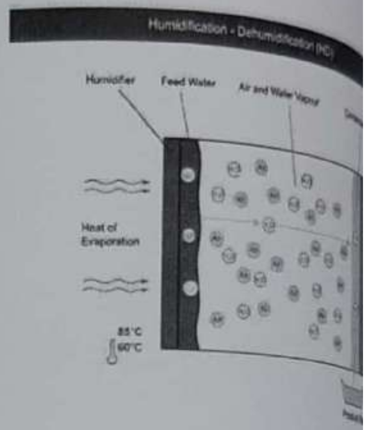
introducing water into a body of gas phase

Humidification: A process that involves the transfer of water from the liquid phase into a gaseous mixture of air and water vapor.



reverse action

Dehumidification: A process that involves the reverse transfer, whereby water vapor is transferred from the vapor state to the liquid state



* المكيفات ، بدخل مي على الليف من الأعلى وبمرر
هواء ساخن من خلال هذا الليف لما تكون الحرارة 40 أو 42
بمر هواء ساخن وجاف بس يمر على المي بصير contact بين
ال g phase وال L phase بالتالي جزء من هاد ال water
راح يتبخر مع ال g الحار من خلالها هاد ال evaporation
بصاحبه drop في ال T لهاد الغاز وبصير يزيد based on
mass & heat transfer هاد humidification

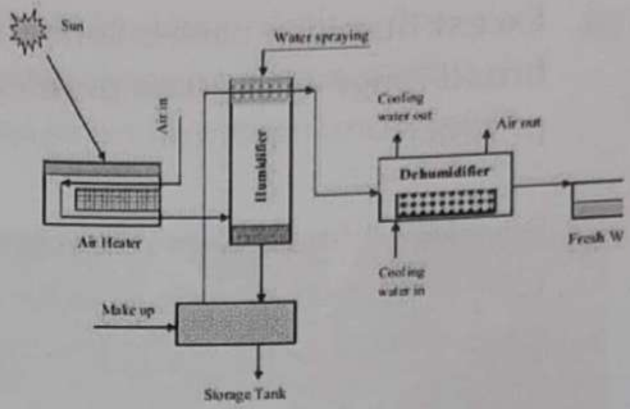
* if you cool dowen a wet air atomatically we have droplet of water from

عملية
removal of water
↓
dehumidification

Application of Humidification-Dehumidification technique

→ natural

1. Water desalination system



The air can carry a considerable amount of water vapor. The amount of steam that can b transported by air increased with rising temperature

One kilogram of dry air is capable to transpor more than 0.5 kg of water vapor when the temperature varies from 30 to 80 °C

When air is in contact with salt water, some water molecules evaporate using sensible heat of saline water and adsorb to the air. This vapor can then be condensed and recovered by passing air over a cold Surface

* لما بنجي المي بصير عندي more conc. salt
لكن هاد بطلع في ال body
of dry air

← زي ملاحات البحر الميت ، الجو صار كثير حار و dry
بصير تبخر تدخل المي من ال body water لل g phase
و بصير عندي conc.

← البندورة المجففة
زمان كانوا بنشروها ع السطح
ويعملوا drying of tomato .

2. Food Industry

- Excess humidity causes condensation and a broad range of **hygiene problems** in the product.

- Powdered food, spices, processed meat, snack foods confectionery products or breweries, consistent and controlled moisture conditions are necessary.

← الفواكه المجففة
عشان ، إذا تركناها
مفتوحة بترطب
لأن فيه
humidety ∴

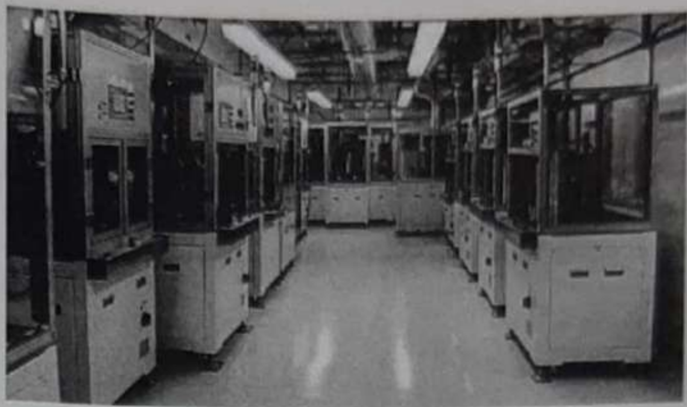
- Using dry air from a Desiccant dehumidifier can help in controlling the moisture content, which leads to perfect coating and longer shelf life of the food products

https://industrytoday.com/dehumidifier-a

3. Lithium Batteries

The primary requirement for manufacturing of lithium batteries is a dry room with very low humidity. Lithium is extremely sensitive to moisture; thus, high moisture content leads to a reduction in performance and life of the product

The required amount of moisture in the air is less than 14 g of moisture per kg of dry air.

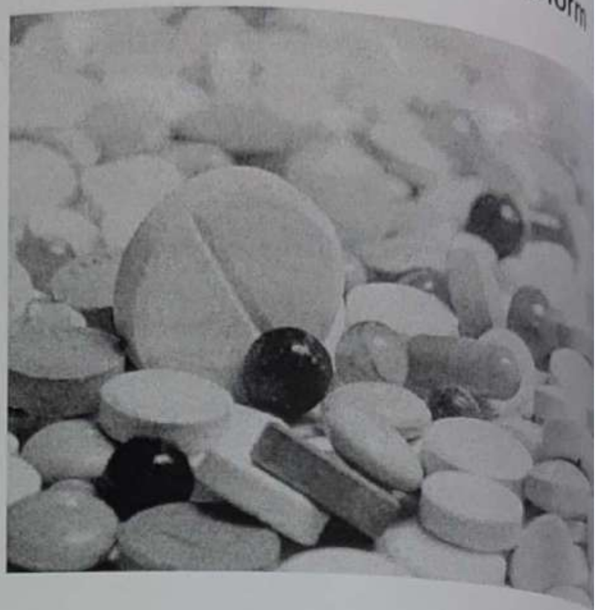


https://industrytoday.com/dehumidifier-applications/

* نحتاج cond يكون dry
لأن وجود المي في الجو أثناء عملية
التصنيع المي تتفاعل مع ال Li وبصير
oxidation لل Li وبتخرب البطارية بالتالي
بنحتاج نكون under very cotrolled cond
for water

4. Pharmaceutical Industry

- During the processing stage, most of the medicines are in powdered form and are highly hygroscopic.



https://industrytoday.com/dehumidifier-app

- Excess of moisture absorption leads to organic corrosion, biochemical reactions and micro-organism growth on the product.

* أي علاج لازم يكون بعيد عن الرطوبة ، لهيك في كل مصنع من مصانع الأدوية لازم يكون عنا unit for dehymidfecation

5. Cold Stores

- To prevent flowers, vegetables, fruits, milk and processed foods from deterioration they are cooled and stored in cold store under low moisture conditions.

- Since the cold stores experience the frequent movement of products, warm air with moisture from outside could enter the store. This results in ice and frost formation on the walls, floors and ceilings on the cold stores

https://industrytoday.com/dehumidifier-applications/

* إذا رحنا على الكارفور وفتحنا
الثلاجة ورجعناها بنلاقي من جوا صار
زي الضباب لأن ال humidety
فيها أقل من ال humidety برة
عشان نحافظ على جودة المنتج :.

6. Defense Industry

- Military equipment can be damaged when stored and exposed to humidity for long periods.

- Uncontrolled humidity causes corrosion and malfunctioning of equipment, fungal growth on maps, drawings and bacterial infection

- Dehumidifiers help in preventing corrosion on the equipment by keeping humidity levels less than 35%.

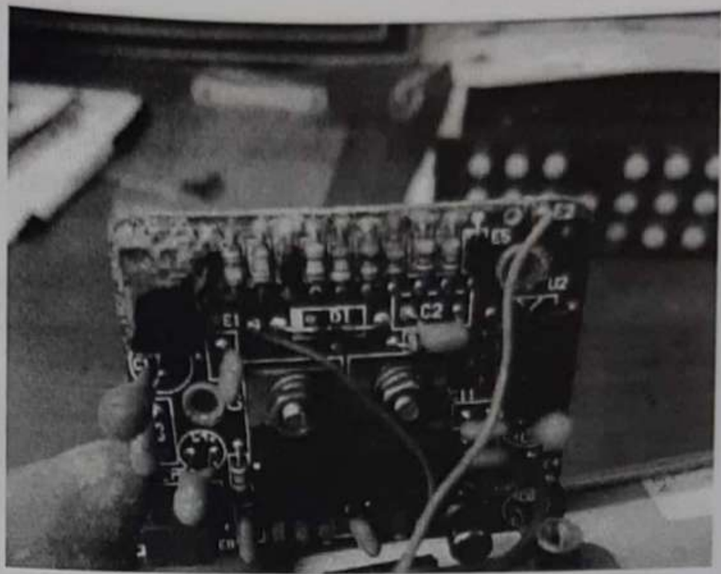
https://industrytoday.com/dehumidifier-appli

7. Electronic and Semiconductors

- Components used in assembling or processing of semiconductors are hygroscopic and highly sensitive to excess humidity.

  - Excess moisture results in corrosion, transistor failures, and condensation on integrated circuits.

  - The RH in semiconductor manufacturing area must be 30% at 20 °C

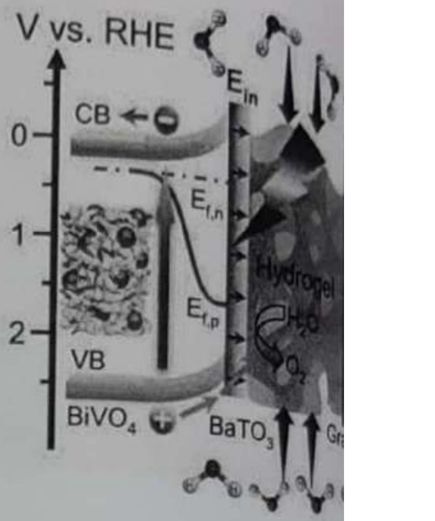


https://industrytoday.com/dehumidifier-applications/

* اللوحة هاي من فوق كل ال
resistor صار عليهم corrosion
و damage بسبب ال water

8. Energy harvesting

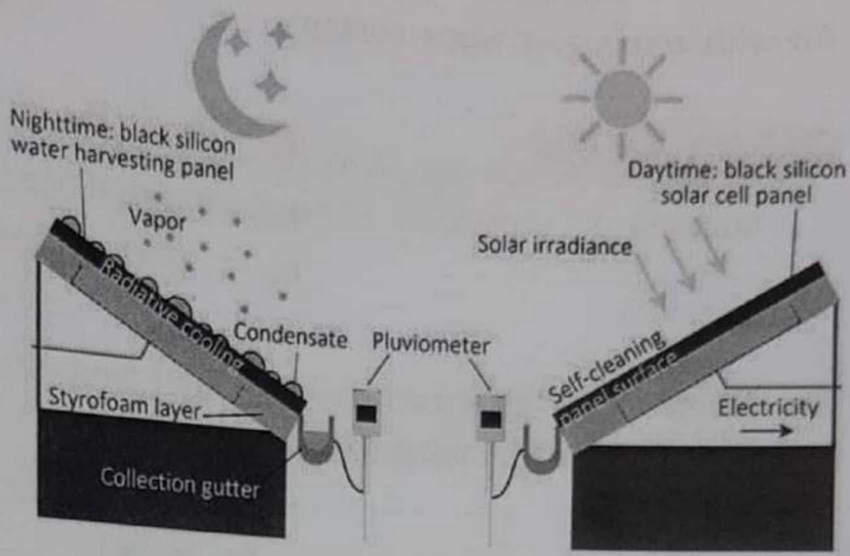
- Water is absorbed by a hygroscopic material and oxidized to produce electricity
- a ferroelectric-semiconductor ($BaTiO_3@BiVO_4$) hybrid that uses an effective strategy to enhance charge separation and transfer during water oxidation
- A super-hygroscopic metal hydrogel serves as an atmospheric humidity harvester for continuous water supply to the hybrid, where water oxidation takes place.



https://doi.org/10.1016/j.joule.20

9. Water harvesting

- Use of nano hygroscopic material to absorb water from humid air.
- At 0 °C air contains 4.9 g water per 1 m^3
- At 20 °C air contains 17.3 g water per 1 m^3
- At 40 °C air contains 51.1 g water per 1 m^3



https://doi.org/10.1021/acsmaterialslett.1c00850

* ال harvesting of water من
الضباب أو رطوبة الجو العادية ، عبارة
عن mesh زي شبكة الصيد بكميات
كبيرة بنحطها على مجرى الضباب وهو مار
ما بين الضباب ال cp له بتكون مختلفة
عن المي ، بتكون أبرد شوي ونتيجة هاد
ال diff بصير تكثف للمي يلي ماشي في
ال body of air بصير له droplet
وبنطلع as a product .

Definitions

Dry Air

Air with zero water vapor content

Atmospheric Air or *moist* air

A mixture of dry air and water vap

Dalton's Law

$p = p_a + p_v$ = pressure of the mixture

p_a = partial pressure of dry air

p_v = partial pressure of the water vapor

The water vapor pressure can be taken from **steam tables** or estimated usin for example, the following **Antoine Equation**

$$\boxed{\ln P_{AS}(\text{bar}) = 11.96481 - \frac{3984.923}{T(\text{K}) - 39.97}}$$

* لما الهواء يكون فيه نسبة رطوبة ال P(total) لهاد الهواء
هو (Partial P of dry air + Partial P للرطوبة) ← وهاد هو ال dalton's law

* ال water vap إذا وصل لمرحلة الإشباع على سطح المي بصير عندي
. sat'd vap

⇐ لو عنا $1 m^3$ من ال dry air (0 water air) وبلشنا نحط فيه مي
(بخار) نعمل يتحمل based على ال partial P متى يوصل لمرحلة كل البخار يلي
داخل هذا ال tank يترسب ، بالتالي صار ال body ال dry air ← (sat'd
هاي ال sat'd cond منها نبقدر نطلع ال sat'd vap P حسب Antoine equation .

ال humidity ، هتدرس عندي
بشكل عام dry gas أو

mass of water
introduce into a man of air

idity ($\mathscr{H}$)	mass of vapour associated with unit mass of dry gas
dity of saturated s ($\mathscr{H}_0$)	humidity of the gas when it is saturated with vapour at a given temperature
ntage humidity	$100(\mathscr{H}/\mathscr{H}_0)$
d heat (s)	heat required to raise unit mass of dry gas and its associated vapour through unit temperature difference at constant pressure, or: $s = C_a + \mathscr{H} C_w$

ال H بتضل تزيد داخل ال air حتى توصل لمرحلة ال body
(no longer that body of air can acomidate more water)

at sat'd

at any given condition

نسبة ال vap

where C_a and C_w are the specific heat capacities of the gas and the vapour, respectively. (For the air-water system, the humid heat is approximately:

$$s = 1.00 + 1.9\mathscr{H} \text{ kJ/kg K.})$$

* الدنيا بتشتي لما يقل ال P .

Humid volume volume occupied by unit mass of dry gas and its associ[ated] vapour

A total volume of 1 kg of the gas mixture at standard pressure and op[erating] temperature (T).

$$v_H \text{ m}^3/\text{kg dry air} = \frac{22.41}{273} T \text{ K} \left(\frac{1}{28.97} + \frac{1}{18.02} H \right)$$

$$= (2.83 \times 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} H) T \text{ K}$$

$$v_H \text{ ft}^3/\text{lb}_m \text{ dry air} = \frac{359}{492} T\,^\circ\text{R} \left(\frac{1}{28.97} + \frac{1}{18.02} H \right)$$

$$= (0.0252 + 0.0405 H) T\,^\circ\text{R}$$

sys ال volume
(max value) sat'd يكون

...urated volume

humid volume of saturated gas

...ew point

temperature at which the gas is saturated with vapour. As a gas is cooled, the dew point is the temperature at which condensation will first occur.

...rcentage relative humidity

$$\left(\frac{\text{partial pressure of vapour in gas}}{\text{partial pressure of vapour in saturated gas}}\right) \times 100$$

Total enthalpy of air-water vapor mixture (Hy): total enthalpy per 1 kg of mixture:

enthalpy based on specific heat

latent heat

$$H_y \text{ kJ/kg dry air} = c_S(T - T_0) + H\lambda_0$$

$$= (1.005 + 1.88H)(T - T_0\,°C) + H\lambda_0$$

$$H_y \text{ btu/lb}_m \text{ dry air} = (0.24 + 0.45H)(T - T_0\,°F) + H\lambda_0$$

where λ_0 is the latent heat of vaporization of water at the base temperature, u

$T_0 = 0\,°C : \lambda_0 = 2502.3$ kJ/kg water

$T_0 = 32\,°F : \lambda_0 = 1075.8$ Btu/lbm water

Some approximations $h \approx 1.006T + H(2501 + 1.86T)$ *where T is in °C and h is in k

* کیف ممکن نربط ال P بال humidity ؟!

... a given sample (volume) of air at temperature T

(ideal gas)

$$p_W V = \overset{n_W}{m_W} R\,T \quad\Rightarrow\quad \text{mass of vapour} = \frac{P_w M_w}{RT}$$

$$p_A V = \overset{n_A}{m_A} R\,T \quad\Rightarrow\quad \text{mass of non-condensable gas} = \frac{(\overset{P_{air}}{P - P_w}) M_A}{RT}$$

↳ dry air

$$\text{Humidity} = \frac{\text{mass of vapor}}{\text{mass of dry gas}} \quad\Rightarrow\quad \mathscr{H} = \frac{P_w}{P - P_w}\left(\frac{M_w}{M_A}\right)$$

the humidity of the saturated gas $\Rightarrow$ $$\mathscr{H}_0 = \frac{\overset{\text{sat'd pressure of water}}{P_{w0}}}{P - P_{w0}}\left(\frac{M_w}{M_A}\right)$$

For the air-water system, P_w is frequently small compared with P and hence, substituting for the molecular masses:

$$\mathscr{H} = \frac{18}{29}\left(\frac{P_w}{P}\right)$$

The percentage humidity, by definition $= 100\mathscr{H}/\mathscr{H}_0$

$$\text{Percentage humidity} = \left(\frac{P - P_{w0}}{P - P_w}\right) \cdot \left(\frac{P_w}{P_{w0}}\right) \times 100$$

$$= \frac{(P - P_{w0})}{(P - P_w)} \times \text{(percentage relative humidity)}$$

When the partial pressure of the vapor is only a small proportion of the total pres or when the gas is almost saturated $P_w \to P_{w0}$

$(P - P_{w0})/(P - P_w) \approx 1$ ⇨ The percentage relative humidity equa percentage humidity

سلايدة مفقودة ؟

Relation between mole fraction & humidity :-

↳ of vap ؟

$$H = \frac{m_v}{m_g} = \frac{P_v\, M_w}{P_g\, M_g} = \frac{P_v\, M_v}{(P_T - P_v)\, M_g} \Rightarrow$$

بإعادة ترتيب ..

① $H(P_T - P_v)\, M_g = P_v\, M_v$

② $H P_T M_g - H P_v M_g = P_v M_v$

③ $H P_T M_g = H P_v M_g + P_v M_v$

④ $H P_T M_g = P_v (H M_g + M_v)$

$$y_v = \frac{P_v}{P_T} = \frac{H M_g}{H M_g + M_v} \rightarrow \text{multiply by } \frac{M_g M_v}{M_g M_v}$$

molar mass of gas ; molar mass of vap

$$\Rightarrow y_v = \frac{H/M_v}{\left(\frac{H}{M_v} + \frac{1}{M_g}\right)} \rightarrow \text{accurate result}$$

mole fraction of vap

since $\frac{H}{M_v} \ll \frac{1}{M_g} \rightarrow y_v = \frac{M_g}{M_v} H \rightarrow$ ال H/M_v

ال H عادة رقم صغير على 18 فبتصير قليلة مقارنة ب 1/29 ✗

كثير صغيرة مقارنة ب $1/M_g$ لهيك بنشيلها ..

mple 3.1 Humidity of benzene in nitrogen gas

nzene is evaporated into dry nitrogen. At 297 K and 101.3 kPa, the resulting mixture a percentage relative humidity of 60. The vapor pressure of benzene is 12.2 kN/m^2 a) at 297 K. What is the mass of benzene and nitrogen in this gas mixture and its nidity?

Presure of liq at saturation (Benzene)

lution

m the definition of percentage relative humidity (RH) $$P_w = P_{w0}\left(\frac{RH}{100}\right)$$

97 K: اذا عطاها ← $P_w = (12.2 \times 1000) \times \left(\frac{60}{100}\right) = 7320\ \text{N/m}^2 = 7.32\ \text{kPa}$ ↳ less than sat'd P of Benzene

باستخدام ال ideal g بوجد m

$*$ mass of benzene $= \dfrac{P_w M_w}{RT} = \dfrac{(7320 \times 78)}{(8314 \times 297)} = 0.231\ \text{kg}$

اذا ال P بال Pa R بتكون 8314 مش 8.314

(نعوضها بالناتج $*$ mass of nitrogen $= \dfrac{(P - P_w)M_A}{RT} = \dfrac{[(101.3 - 7.32) \times 1000 \times 28]}{(8314 \times 297)} = 1.066\ \text{kg}$

m of Benz.

$*$ the humidity is: $\mathscr{H} = \left(\dfrac{0.231}{1.066}\right) = 0.217\ \text{kg/kg}$ ↳ عالية جدا

m of dry air (Nitrogen)

Example 3.2 Partial pressure, specific volume and humidity of water in air

In a vessel at 101.3 kN/m^2 and 300 K, the percentage relative humidity of the water vapor in the air is 25. If the partial pressure of water vapor when air is saturated with vapor at 300 K is 3.6 kN/m^2, calculate:

* اذا عرفت ال
P_w لل water
وعارف ال P_{total}
بطلع ال P_v لل air
$(P - P_w)$
وممكن ال humidity

(a) the partial pressure of the water vapor in the vessel;
(b) the specific volumes of the air and water vapor;
(c) the humidity of the air and humid volume;
(d) the percentage humidity

Solution

(a) From the definition of percentage relative humidity:

$$P_w = P_{w0}\frac{RH}{100} = 3600 \times \left(\frac{25}{100}\right) = 900 \text{ N/m}^2 = \underline{\underline{0.9 \text{ kN/m}^2}}$$

و ال $P = 101$
يعني أغلب ال P راح
للهواء تقريبًا 100 kPa .

→ assumption ∴

(a) In 1.0 m^3 of air:

$$\boxed{P_w = P_{w0}\frac{RH}{100} = 3600 \times \left(\frac{25}{100}\right) = 900\ \text{N/m}^2 = 0.9\ \text{kN/m}^2}$$

Mass of vapour $= \dfrac{P_w M_w}{\mathbf{R}T}$ → ideal gas law

Mass of water vapour $= \dfrac{(900 \times 18)}{(8314 \times 300)} = 0.0065$ kg

Mass of non-condensable gas $= \dfrac{(P - P_w)M_A}{\mathbf{R}T}$

mass of air $= \dfrac{[(101.3 - 0.9) \times 1000 \times 29]}{(8314 \times 300)} = 1.167$ kg

Hence: specific volume of water vapour at 0.9 kN/m^2 $= \left(\dfrac{1}{0.0065}\right) = \underline{\underline{154\ m^3/kg}}$

specific volume of air at 100.4 kN/m^2 $= \left(\dfrac{1}{1.167}\right) = \underline{\underline{0.857\ m^3/kg}}$

∵ sepecific volume $= \dfrac{1}{\rho} = \dfrac{1}{m/\underbrace{V}_{=1}} = \dfrac{1}{m}$

Humidity = $\dfrac{\textit{mass of vapor}}{\textit{mass of dry gas}}$ ⇨ $\mathscr{H} = \left(\dfrac{0.0065}{1.1673}\right) = \underline{\underline{0.0056\ \text{kg/kg}}}$

رقم صغير (هاد الأصح ..)

(Using the approximate relationship:

بدنا نحسب based على ال partial pressure

$$\mathscr{H} = \frac{\overset{\mu_w}{18}}{\underset{\mu_{air}}{29}}\left(\frac{P_w}{P}\right) \Longrightarrow \mathscr{H} = \frac{(18 \times 900)}{(29 \times 101.3 \times 1000)} = 0.0055\ \text{kg/kg.})$$

قريبة من يلي فوق

$$H = \frac{P_w}{P - \cancel{P_w}}\left(\frac{\mu_w}{\mu_A}\right)$$

صغيرة مقارنة بال P ، لهيك ما حطيناها بالقانون فوق

$$\text{Percentage humidity} = \left(\frac{P - P_{w0}}{P - P_w}\right) \cdot \left(\frac{P_w}{P_{w0}}\right) \times 100$$

$$= \frac{(P - P_{w0})}{(P - P_w)} \times (\text{percentage relative humidity})$$

$$= \frac{[(101.3 - 3.6) \times 1000]}{[(101.3 - 0.9) \times 1000]} \times 25 \;\; = 24.3 \text{ per cent}$$

mav سحسب ال
P ال الـ based

mass of air $= \frac{[(101.3 - 0.9) \times 1000 \times 29]}{(8314 \times 300)} = 1.167$ kg

specific volume of air at 100.4 kN/m^2 $= \left(\frac{1}{1.167}\right) = \underline{\underline{0.857 \text{ m}^3/\text{kg}}}$

...d volume = volume of 1 kg air + associated vapour = specific volume of air at 100.4 kN/m^2

$= \underline{\underline{0.857 \text{ m}^3/\text{kg}}}$

...er way of solution
...se the equation

$$\boxed{\begin{aligned} v_H \text{ m}^3/\text{kg dry air} &= \frac{22.41}{273} T \text{ K} \left(\frac{1}{28.97} + \frac{1}{18.02} H\right) \\ &= (2.83 \times 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} H) T \text{ K} \end{aligned}}$$

$$\text{Humid volume, } v_H = \frac{22.41}{272}(300)\left(\frac{1}{28.97} + \frac{1}{18.02}(0.0055)\right) = 0.8569\ m^3/kg$$

عندي أكثر من
طريقة لحساب
humide ال
volume

Example 3.3 **Partial pressure, specific volume and humidity of water in air**

The air in a room is at 26.7°C (80°F) and a pressure of 101.325 kPa and contains water vapor with a partial pressure $p_w = 2.76$ kPa. Calculate the following:

(a) Humidity, H
(b) Saturation humidity, HS
(c) the percentage relative humidity

Solution **(from steam tables)** $p_{AS} = 3.50$ kPa

$$\mathscr{H} = \frac{P_w}{P - P_w}\left(\frac{M_w}{M_A}\right) = \frac{18.02(2.76)}{28.97(101.3 - 2.76)} = 0.01742 \text{ kg } H_2O/\text{kg air}$$

$$\mathscr{H}_0 = \frac{P_{w0}}{P - P_{w0}}\left(\frac{M_w}{M_A}\right) = \frac{18.02(3.50)}{28.97(101.3 - 3.50)} = 0.02226 \text{ kg } H_2O/\text{kg air}$$

$$H_P = 100\frac{H}{H_S} = \frac{100(0.01742)}{0.02226} = 78.3\%$$

$H_s > H$

humidity at saturation
no longer air مابيكون
acomidate extra water
(نفسها H_0 بس اختلاف رموز ☹)

*ال mole fraction
وال H
مش متساويات ☹

سلايدة مفقودة ☹

$$y_{v-sat} = \frac{P_{vs}}{P_r} = \frac{H_s M_g}{H_s M_g + M_v} = 0.0346$$

at sat'd the max
water can be introduce into
gas sys

Topic 3.2. Humidity Psychrometric Chart

Last lecture

- Basic concepts and terminology related to humidity

This lecture

- ✓ Psychrometric (humidity) terminology
- ✓ Plot processes on a psychrometric chart and analyze processes

Part of this lecture is obtained from notes of professor Zayed Hamamreh – ChE – University of Jordan

*Ex :-

Adiabatic cooling based on the change in air pressure

فيديو كان بالسلايدات :.

* الهواء جاي من المحيط الهادي برطوبة عالية فلما يمر على سلسلة جبال بده يرتفع على الجبال بالتالي حرارته بتقل والضغط بقل ولما يقلو وهو جاي فيه نسبة رطوبة معناها بده يوصل لمرحلة الاشباع فبتكون الغيوم وبنزل المطر والثلج :.

* على الطرف الثاني بده ينزل الهواء مع انحدار الجبل بالتالي بزيد ال P وال T بالتالي راح ينجف وما فيه غيوم :.

ـ تكملة :. ـ هذيس الحرارة يلي gained حق تخسرها وتكسب حرارة ، أخذت الـ λ لأن الي كانت liq وصارت vap انتقل الها λ فلاهما تعتبر vap ، تأخذ الـ heat cap. من الـ dry air دتتحول لـ λ في الـ droplet للي

The T at which water will sat'd air by evaporating adiabaticly into a dew point

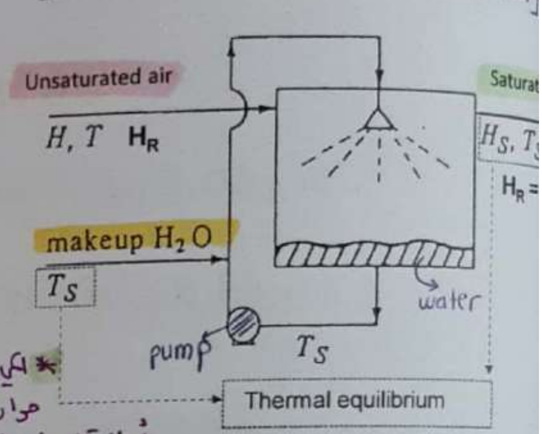
Terminologies

- **Adiabatic saturation temperature Ts**

  - If a mass of air is brought to contact with water under adiabatic conditions (no heat transfer with the exterior), the humidity of the air increases until saturation is reach (H$_R$=100%).

closed invelob contanar

[Adiabatic Chamber (wall is well-insulated)]



  - Since there is no external source of heat, water is evaporated using heat from the air itself.
  - Consequently, the air is cooled at the same time that it is humidified.
  - The process described is called "adiabatic saturation" and the temperature reached at saturation is called the "adiabatic saturation temperature".

* الي حق تتبخر بتاخذ حرارة يلي هي الـ latent heat يلي أخذتها من الـ sensible heat لـ air (الـ air مافيه λ) إذا فيه نسبة humi بكون فيه λ بس قليلة ، الحرارة لي جاي مع الهواء خلت الـ تتبخر وتخرج مع الهواء ويطلع sat'd يعني كمية الي لي خسرناها من الـ liq وانتقلت لـ vap based على هذيش .. ع :.

* شرح الرسمة :. :-

⇐ في عنا الـ contaner في بناخذ منها steam بواسطة الـ pump وبنرجع منها لفوق الخزان لنعمل shower ، لما نعمل الـ shower الـ droplet للي راح يجيء إلها distribution وإذا كان الـ shower شغال 100% بجيبر زي ضباب .

⇐ الهواء يلي داخل على هذا الـ chamber بـ humidity معينة get into contact with water فالـ humidity راح ترتفع لـ level ما بستوعب الـ air في humidity ليوصل مرحلة الـ sat'd بطلع الهواء من الجهة الثانية at sat'n condition :.

⇐ based على الـ adiabatic cond يلي هو منيه ما بطلع حرارة للخارج ولا بدخل ، بس الحرارة انتقلت داخل هذا الـ sys ما بين trans of mass و trans of heat ، الي يلي جوا انتقلت من liq phase لـ gas phase وصار الانتقال مصاحبه برودة لـ drop للي إذاً صار عندي heat change و mass flux كله under adiabatic cond.

⇐ الـ air يلي داخل ممكن يكون dry أو فيه نسبة من الـ humidity بس مش واصل الـ saturation مش 100% محمل بالمي بالتالي بتحمل كمية المي حسب هذيش ماجته ليصير sat'd .

⇐ لو كانا ما عندي مي في الـ air الداخل إذاً راح يستوعب كمية مي أكبر بالتالي كمية المي يلي راح تنتقل من الـ liq لـ gas صارت كبيرة يعني مصاحبها drop لـ T غالبة (الـ T_s تعتمد على الـ hum. للغاز الداخل و الـ P يلي جوا الـ sys) لو كان الـ P = 1atm إذاً مصلنا sat'd عند الـ Patm ، لو كان 0.9 أو 1.1 راح يجيب sat'd لكن كمية الي يلي بينتقل داخل الهواء مختلفة عن الـ 1atm بالتالي we have dynamic sat'd cond on diff T & P based on diff humi value.

* بدنا نعمل energy balance

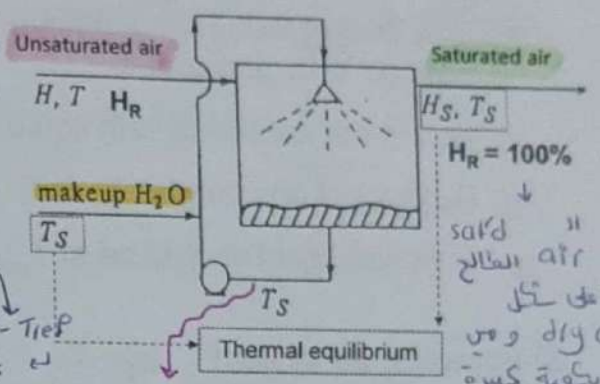
...nthalpy balance can be written over this process. The enthalpy balance is based on ...perature T_s, as a datum. Then the total enthalpy of the entering ...quals that of the leaving gas.

Ref — sensible heat

$$C_{pg}(T-T_s) + H\lambda_s + HC_{pv}(T-T_s) = H_s\lambda_s$$

latent heat

Adiabatic Chamber (wall is well-insulated)



← الهواء يلي داخل مي و dry air

الـ dry air هي g phase بالتالي

$H = C_p \Delta T$

sensible heat only no λ $T - T_{ref}$ لـ T_s

الـ sat'd air الطالع على شكل dry air ومي بكمية كبيرة أكثر من يلي داخلة

...en the humid heat, $C_s = C_{pg} + HC_{pv}$

per unit mass of gas

$$C_s(T-T_s) + H\lambda_s = H_s\lambda_s$$

قديش الغاز أعطى C_s

وقديش الـ water اكتسب λ_s

...range.

in — out — sensible heat

$$\boxed{\frac{H-H_s}{T-T_s} = -\frac{C_s}{\lambda_s} = -\frac{C_{pg}+HC_{pv}}{\lambda_s}}$$

out — latent heat

هاد الـ stream بعمل circulation بالتالي ما إله تأثير يعني [in = out].

$C_{pg}(T-T_s) + H\lambda_s + HC_{pv}(T-T_s) = H_s\lambda_s$

ماشا λ لا الـ air بتحول من phase لـ phase

لأن المي تحولت من phase لـ phase

كيف أجا H_s؟

$$= C_{pg_{out}}(\cancel{T_{g_{out}}}^{T_s} - T_s) + H_s(\lambda_s + C_{pv}\cancel{(T-T_s)})$$

⇐ الـ makeup H_2O

لازم يدخل على الـ sat'd T لأني بدي أعلى الـ of water هاد الـ sys هي الـ T_s ref T

$q = mc_p\Delta T$ → (liq phase)

$(T - T_{ref})$ → $= T_s$

∴ $q = 0$

يعني أهملت التأثير

* ليش معطينا λ_s ، لأن الـ λ بتكون at sat'd حتى تتحول من sat'd liq لـ sat'd vap

$\lambda = H_{s,vap} - h_{s,liq}$

* لو كانت الـ humi الداخلة sat'd يعني مشبع في المي الـ T يلي طلعت نفس يلي دخلت (عادة تدخل عالية وتطلع قليلة) نتيجة الـ cooling effect.

H=25% → يعني more w evap راح يكون more drop in T.

← الهواء يلي داخل معاه مي، المي يلي داخلة based on humidity بد قديش الهواء فيه vap بالـ hum. كلما قلت الـ مي وحرارة الداخل كلما كانت الـ H أقل

$H = \frac{\text{mass of w}}{\text{mass of dry air}}$

إذا زادت الـ H زادت الـ m of w بزيد بالتالي الـ heat contact زاد

* الـ hum sat'd يعني we have sat'd amount of water بالتالي الـ amount of heat أعلى

special cak → from saturation

ال T_w هي نفسها ال T_s بس لهاي الحالة

Wet bulb (saturation) temperature T_{wb} or T_w or T_s (for air-water system)

A temperature that is used to study the non-equilibrium systems at adiabatic condition

Assumptions

- Gas flow at turbulent condition with no change in its properties
- Gas is not saturated with liquid
- **Bulb** must be completely wet
- Supplied liquid should be at T_{wb}

حتى تكون شغالة ال T_w

لازم نعطيها source of water دايماً :.

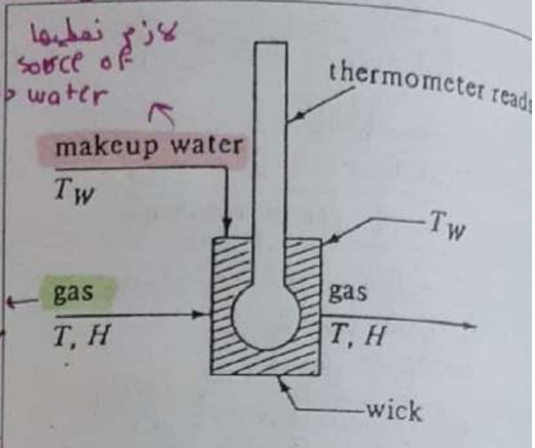


FIGURE 9.3-4. Measurement of wet bulb temper

مررنا stream of air + turbulance على الجي لي تحت بالتالي جزء من الجي راح ينبخر.

① For water-air system ⇨ $T_W = T_S$

② For other systems ⇨ $T_W \neq T_S$

مثلاً لو حطينا على القطنة بنزين ومررنا عليها stream of N_2

✱ When the rate of λ of vaporization extracted from bulk water becomes equal to the rate of sensible, heat. transfer from air to the water, then we reach the T_w.

✱ ال wet T بتكون eff :-

كلما كانت ال diff بين ال T_w وال dry gas T كبيرة كلما كانت ال humidification eff عالية، كلما كان ال diff بين ال T_w أو ال T_s وال T dry gas كبيرة ال eff أكبر لأن ال driving force بين ال hum. كبيرة بالتالي كلما قربنا ال H لل gas بيصير sat'd بطل عنا driving force اذا ما في flux للجي على بالتالي مافيه flux لل heat كبيرة وبتكون ال T_w closed to dry gas

✱ بشكل عام ال $T_w \geq T_s$ (كلما كانت الحرارة أقل بتكون أحسن لل sys لي غير الجي :.

عشان بدة مفقودة (فروقات بين ال T_s وال T_w ⇐

① T_w is reached when there is large amount of air & small amount of water is used, T_s (small amount of air ... larger amount of w)

② when T_w is reached the Temp of water & air are diff (T of w lower than air), when T_s reached T of w & air leaving are same.

ثاني ال gas بوسي in turbulan تكون level عالية جداً :.

③ when T_s is reached, air becomes sat'd with w, when T_w is reached there is consideraly no chang in hum of air.

* التبريد يعتمد على exchange لل heat ، based على ال exchange لل mass ، على فرق فيه
بتغير للي من ال body لل w لل body لل air هاي الكمية كلما زادت كلما أعطت في ال Temp diff
أكبر ، إذا الهواء لي داخل كان sat'd بالمي ولانقطة مي طلعها من المي للهواء بالتالي ماعندي
exchange of m بالتالي مافيه exchange of heat ومافيه Temp diff .

The rate of sensible heat transferred between liquid and gas phase

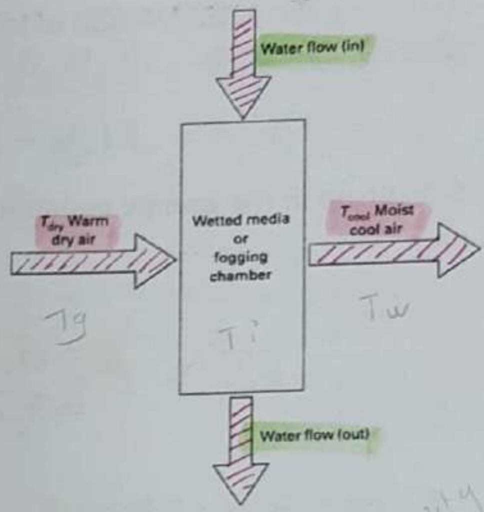
كمية ال heat المنتقلة

① * $q = h_y A(T_g - T_i)$ ↳ local heat trans. coeff

الفرق بين ال T_g و ال T لل w بس ما حطينا T_w لأن لسا ما وصل ماعمل exchange يعني ال T_w ما وصلناها (الي جاي بـ T_i وطالعة بـ T_w)

② * $q = m_v[\lambda_v + C_{pv}(T_g - T_v)]$

مثل T_i لأنه وصل ال saturation بحدث أعطى λ



But can be related to molar mass of water and the mass flux per unit area ⇨ $m_v = M_v N_v A$ ↳ flux of mass هو عبارة عن convective flow لأنه هنا لل gas و لل water

molar flux

$N_v = k_y \frac{(y_i - y)}{(1-y)_{LM}}$

with respect to mole frac. (k_y) ; conv. mass trans coeff. ; at interface (y_i) ; اذا كمية المي قليلة بكون 1

k_y is the mass transfer coefficient [mol/area.mol fraction].
y_i is the mole fraction of the vapor in saturated gas at interface at T_W.
y is the mole fraction of the vapor in the air stream.
H_w → humidity of gas at T_w.

$$y_i = \frac{\frac{H_W}{M_v}}{\left(\frac{H_W}{M_v} + \frac{1}{M_g}\right)}$$

humidity

* داخل T_g وطالع T_w لي هي نفسها T_s لأنه water-air sys وعندي T_i (Interface T) جاي بين ال T_g و ال T_w (عادة $T_w < T_g$).

* كل العملية بتعتمد على فرق بينهن mass trans. انتقل يقابله heat trans تعني كلما فيه diff flux في ال mass trans في المي من ال body للي لل body لل air كلما صار drop في ال T بين ال gas ال in و ال out ، بما إن المي جاي على حرارة نفس حرارة الغاز لي طلع كان المي بتقل حرارتها لل sat'd يعني المي بودت والغاز برد .

* الهواء الداخل ، داخل convective flux in لأنه فيه air movment يعني كمية ال Flux لل heat ($q = h \Delta T$) . ① *

* بالنسبة للي لي انتقلت بين الغاز والمي الغاز يعطي حرارة للمي وبتبخر ، هيك المي أخذت latent heat و sensible heat . ② *

عوضنا المعادلات يلي جبل في
بعض ؟

Assuming the mole fraction of vapor in gas phase is negligible

$$(1-y)_{LM} \approx 1$$

$$N_v = k_y A(y_i - y)$$

Substitute in the energy equation

$$q = m_v[\lambda_v + C_{pv}(T_g - T_v)]$$

$$m_v = M_v \, N_v \, A$$

$$q = M_v \, k_y \, A \,(y_i - y)\,[\lambda_v + C_{pv}(T_g - T_v)]$$
$$= h_y A(T_g - T_i)$$

\#

$$M_v \, k_y \, A \left(\underbrace{\frac{\frac{H_w}{M_v}}{\left(\frac{H_w}{M_v} + \frac{1}{M_g}\right)}}_{y_i} - \underbrace{\frac{\frac{H_g}{M_v}}{\left(\frac{H_g}{M_v} + \frac{1}{M_g}\right)}}_{y} \right) [\lambda_v + C_{pv}(T_g - T_v)] = h_y A(T_g - T_w)$$

ال latent heat تأثيرها أكبر من ال sensible فبنقدر نهمل ال sensible

Further Assumptions

humidity

- $\lambda_v \gg C_{pv}(T_g - T_v)$
- $\frac{1}{M_g} \gg \frac{H_g}{M_v}$ and $\frac{1}{M_g} \gg \frac{H_w}{M_v}$

قليلة بالمرة بنهملها

for water body — for air body

$$k_y\,(H_w M_g - H_g M_g)[\lambda_v] = h_y A(T_g - T_w)$$

$$k_y M_g(H_w - H_g)\,\lambda_v = h_y A(T_g - T_w)$$

hum

$$\boxed{\frac{H_g - H_w}{T_g - T_w} = \left(-\frac{h_y}{k_y\,M_g\,\lambda_v}\right)}$$

لو هاد ال term يساوي 1 يعني ال Hy مش كثير كبيرة وال Hw مثلاً 0.1 وال Hg 0.001 Hg < Hw راح يعطي سالب ويكنسل مع الطرف الثاني.

For turbulent flow of gas heat transfer by conduction and convection between liquid and solid boundary

$$h_y = G\,C_p \propto Re^n\,Pr^{-m}$$

For mass transfer between phases

Sc & Pr الهم علاقة بال prop

$$k_y = \frac{G}{M_g} \propto Re^n\,Sc^{-m}$$

$$Re = \frac{\rho\,d\,v}{\mu} \qquad Pr = \frac{\mu C_p}{k} \qquad Sc = \frac{\mu}{\rho\,D_{AB}}$$

- تكملة شرح عن المعادلة :-

← ال diff بال H بين ال in وال out الها علاقة بال diff لل T لل g و لل w ، لما ال sys يكون sat'd داخل وطالع ال sat'd ال diff في H يكون zero بالتالي Tg = Tw وما راح يتأثر.

← لحيث الطرف هاد من المعادلة بلعب دور في عملية ال diff ، قديش قدرة ال body لل air to accomidate heat or trans heat ، قديش سماحية الوسط لنقل الحرارة كلما كانت ال hy أكبر ال diff (الطرف الثاني من المعادلة) بكون عالي وبالمقابل كلما ال ky قلت ال diff بكون عالي وهاد له علاقة بال λv وال Mg .

← لو مثلاً بدل ما أحط water air sys لو حطيت either air راح يجي drop لل Temp أكبر لأن ال prop لل either بتلعب دور أكبر من المي (ρ, μ, D, ...)

sat'd ال degree ال ترابط قديش

From the degree of unsat'd gas

with respect to sat'd T & unsat'd Temp

Substitute for h_y and k_y

$$\boxed{\frac{H_g - H_w}{T_g - T_w} = -\frac{h_y}{k_y\, M_g\, \lambda_v} = -\frac{C_p}{\lambda_v}\left(\frac{Sc}{Pr}\right)^m}$$

The relation between h_y and k_y $\Rightarrow$ $\dfrac{h_y}{k_y\, M_g} = C_p\left(\dfrac{Sc}{Pr}\right)^m$

For water-air system $\dfrac{h_y}{k_y\, M_g} = 0.24$ and $T_w = T_s$

ال sys عندي not get sat'd بتغير ال T أو ال P
so I will reach the saturation
أول قطرة بعد ال sat. liq بلش عندي ال dew point

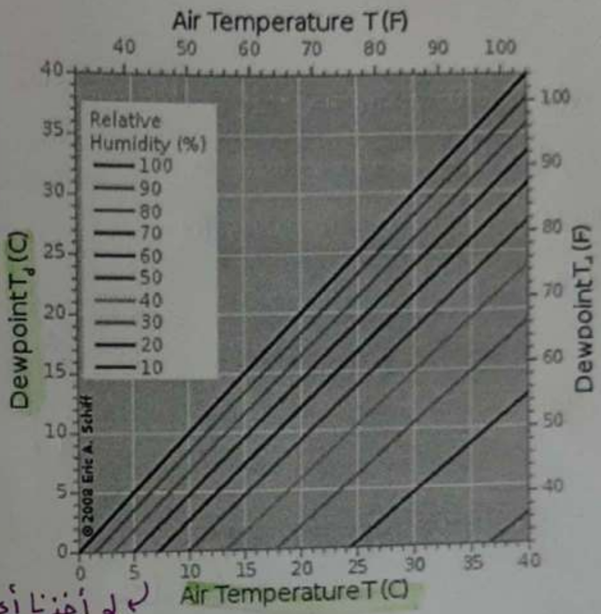
* لما ال hum. تكون 100% حرارة الهواء هي نفس ال dewpoint
$T_{air} = T_{dp}$

point temperature T_{dew}

dew point is the temperature to which air must be cooled to become saturated with vapor, assuming constant air pressure and water content

dew point is affected by humidity. When there is more moisture in the air, the dew point is higher

When the temperature is below the freezing point of water, the dew point is called the frost point



لو أخذنا أي T هون راح تكون نفسها ال Tdp.

$$T_{dp} \approx T - \frac{100 - RH}{5}$$

Relative humidity

T_{dp}: actual Temp of dry air

لو ال RH=100 ($T_{dp} = T$)
وهايا أسوء اشي.

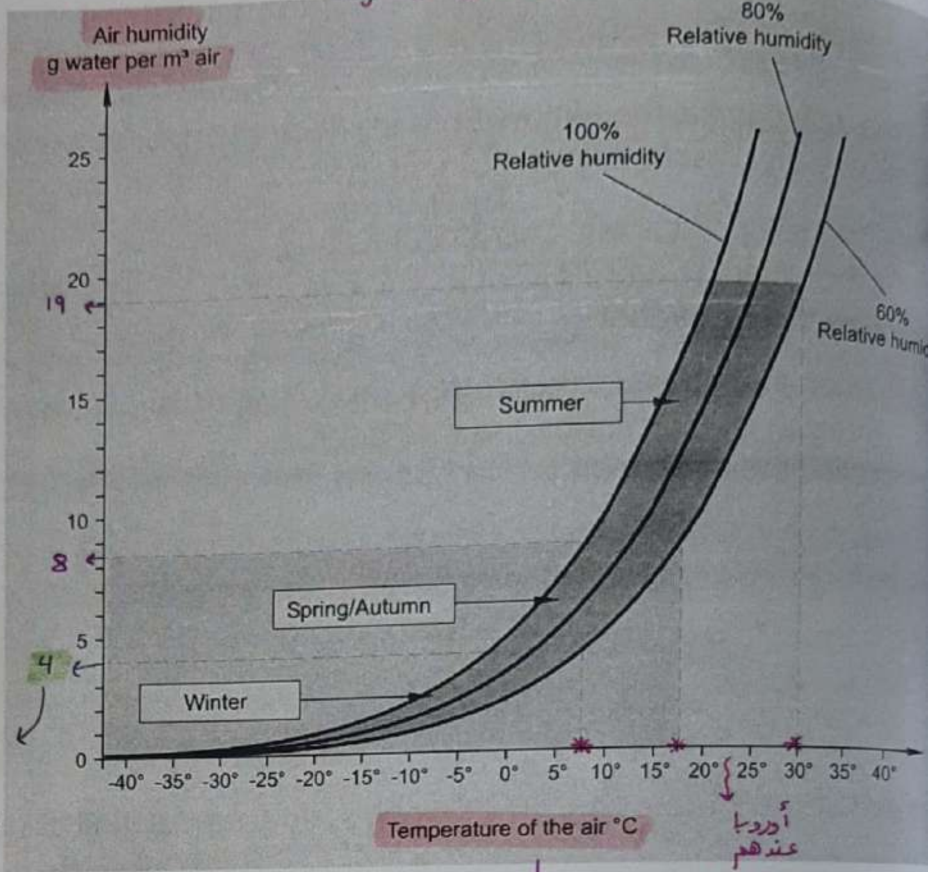
لو ال RH = 0 يعني zero mole of air

$T_{dp} = T - 20$

لما عندي 20 درجة مئوية فرق بين ال T وال T_{dp}

* The max real diff between T & T_{dp} equal 20

ليش مرات في أماكن بتشتي
وأماكن لا ؟



أوروبا
عندهم
صيفاً :)

كلما رفعت الحرارة ال hum. بتكون أعلى
وكلما استوعب الهواء كمية مي أكثر.

The dew point and the four seasons

The dew point is affected by humidity. When there is more moisture in air, the dew point is higher.

$$T_{dp} \approx T - \frac{100 - RH}{5}$$

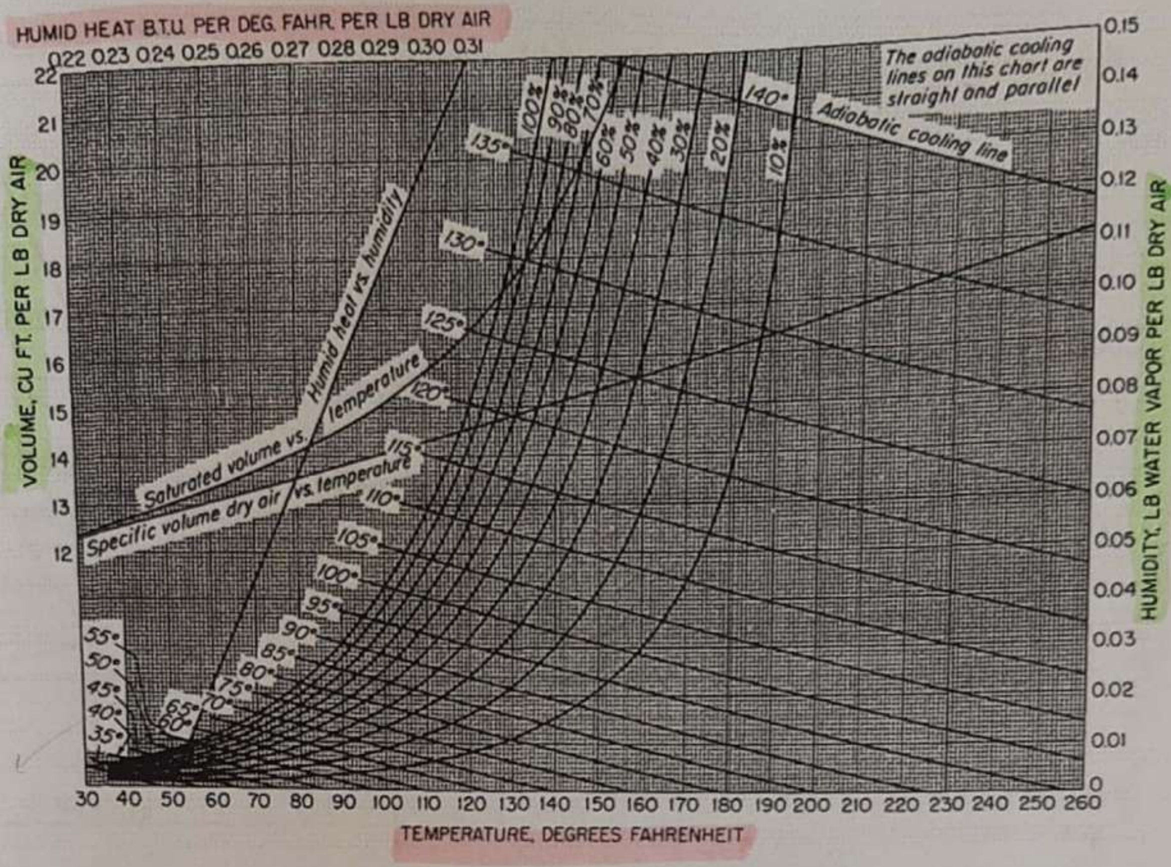
humi قليلة بس مع هيك بكون
شتاء ليش ؟!

إذا افترضنا RH = 100% فبطيش
ال T of dewpoint بتساوي بالنسبة
لل T ، هي نفسها فبنعتبر ال 4 هي ال
saturation يعني الجو صار sat'd
حتى بهاي الكمية البسيطة لأن الحرارة
قليلة جداً .

...hrometric
...idity
...s (1)

...re five different
...d curves in this

...entage humidity
...batic cooling lines
...ific volume of dry air
...me of saturated air
...id heat



* على ال X عنا ال ال Tg سواء كان dry أو humid وال y عليها ال humidity وال y الثانية عليه ال humid volu. وال X لي فوق humid heat .

* الخطوط لي بالبغى هنا adi line ( ) ، ال realtive hum. ( ) ، وهنا ( ) ↳ humid heat

100% sat'd water

zero water content

بشكل عام ال volume بكون بالبغى لا zero ولا 100%

<= عشان أستعمل ال chart لازم على الأقل يكونا عندي معلومتين وباقي المعلومات بتطلع منهم <=

T dry ، humidity ، RH ، specific V or heat ...

Psychrometric charts (1)

You will be given two values and required to obtain the other parameters معطيات

For example: given the temperature of unsaturated air, T_1 and the percentage humidity of air, $H_{A1}\%$.

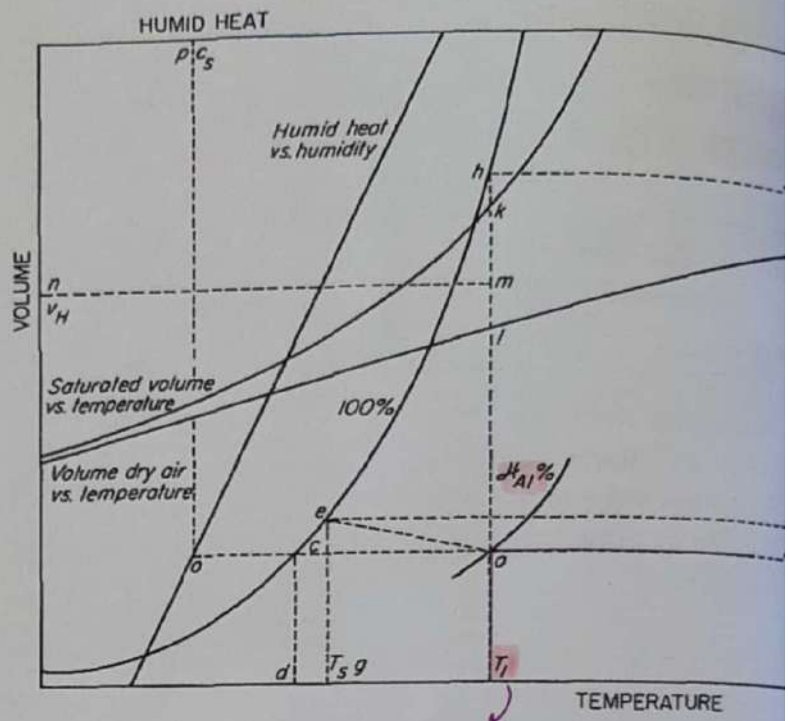
① **Humidity of air**: Point ***b*** is found by moving along line T_1 to the given percentage humidity of air, $H_{A1}\%$ then a horizonal line to Humidity axis.

$$Humidity = \frac{mass\ of\ vapor}{mass\ of\ dry\ gas}$$

ال chart هو رسم ال correlation هدول

$$\mathscr{H} = \frac{P_w}{P - P_w}\left(\frac{M_w}{M_A}\right)$$

$$= \frac{m_v}{m_g} = \frac{P_v M_v}{P_g M_g} = \frac{P_v M_v}{(P_T - P_v) M_g}$$



معطاة بطلع منها
خط عمودي لأقطع ال H_A
بجي معطاه برمزو ومن نقطة
التقاطع بمشي بخط أفقي
لليمين عند محور ال y

الـ T_{dp} هي الـ T عند الـ saturation
لما يكون عنا air water sys لو sys اي
بتكون أقل من الـ sat'd T

Psychrometric charts (1)

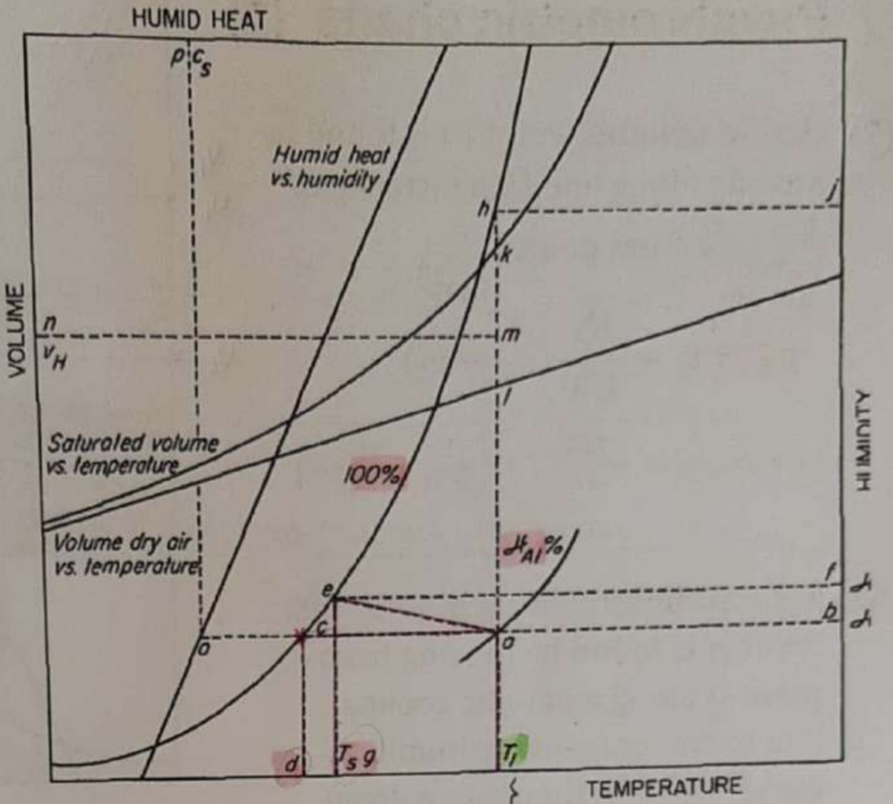
Dew point: Point d is found by moving T_1 to the given percentage humidity of H_{A1}% then a horizonal line to 100% humidity curve, then down to T-axis.

Dew point can be approximated in SI unit by

أكبر diff
بيشم 20

$$T_{dp} \approx T - \frac{100 - \mathrm{RH}}{5}$$

لو نتقدر نستخدم هاي الـ correlation



معطاه بطلع خط عمودي
لأقطع الـ HA بعدين بمشي
خط أفقي لليسار لنتقاطع مع curve
الـ 100% ومنه بنزل خط عمودي لتحت
وبقرأ الـ T

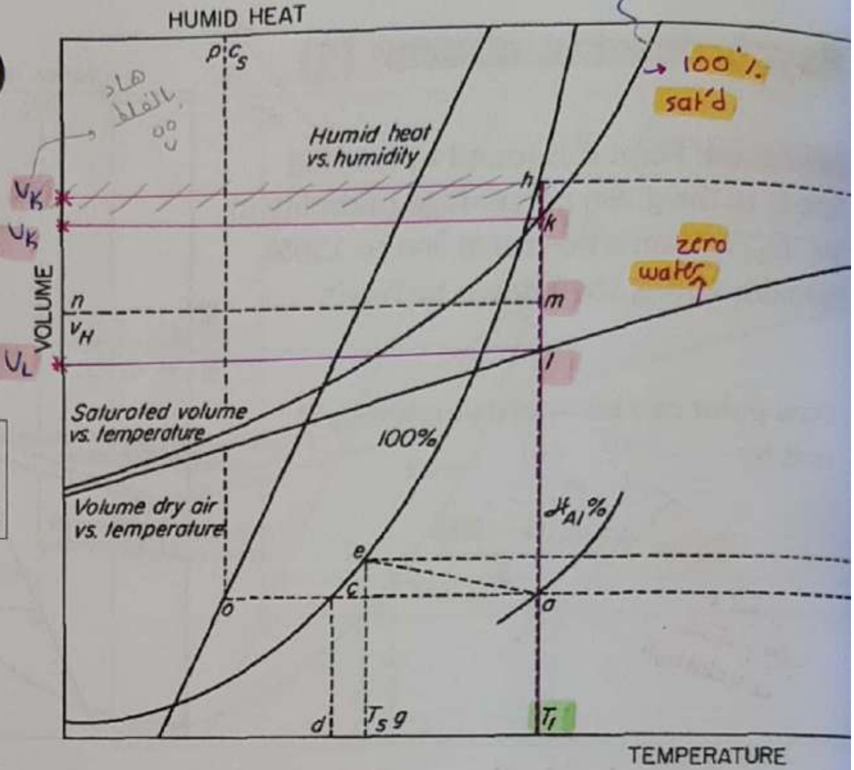
لـ الـ sat'd T معروض ما
ناخذها أفقي معروض نمشي
بشكل مايل (بين خطوط الـ adia.)
لنتقاطع مع الـ 100 وبنزل بقرأ الـ
Temp

لـ air water بكون قراب لبعض
أما الـ sys الثانية لا ← هاد بعتمد على
ميلان الـ 100% sat'd اذا كان (/) بكونو
قراب واذا كان (—) بكونو بعاد، شو يلي
بخليه بالنسبة للي smooth وبالنسبة لـ sys الثانية
flat ⇐ لأن الـ solvent بكون وا بتبخر بسرعة
بالتالي الـ saturation إلها أقل (على درجات حرارة
أقل) with respect to humidity.

جحم الهواء يلي يحتوي
كمية المي يلي إحنا معطيناها
جوا ال sys

عادة كمية المي بأي sys جاي بشم
مستحيل تكون zero ومستحيل تكون 100%

Psychrometric charts (1)



③ **Humid volume**: Point m is found by moving along line lk a distance of $\frac{H_A}{100} \times \overline{lk}$ from point l.

dry gas ; sat'd

$$v_H = v_l + \frac{H_A}{100}(v_k - v_l)$$

$$v_H \text{ m}^3\text{/kg dry air} = \frac{22.41}{273} T \text{ K} \left(\frac{1}{28.97} + \frac{1}{18.02} H\right) = (2.83 \times 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} H) T \text{ K}$$

④ **Saturated Humidity temperature**: Point g is found by moving from point a along adiabatic cooling line to the percentage humidity curve, point e, then move down to T-axis to point . g

if $H_A = 0 \rightsquigarrow V_H = V_l$
if $H_A = 100 \rightsquigarrow V_H = V_K$ ∵

* عشان نطلع ال humid vol عنا طريقتين :-

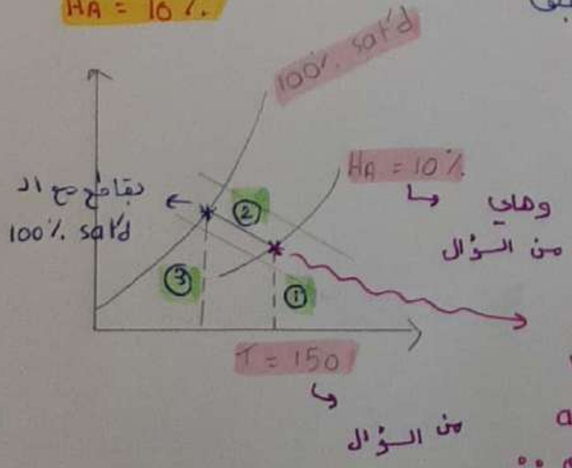
① من ال T_1 برسم خط عمودي بتقاطع خط ال 0 وال 100 عند النقطة L و K بعدين بالمسطرة بقيس المسافة بين ال L و K وبضربها بالرقم باد % HA يلي بالسؤال بطلع رقم باجي عند النقطة L وبطلع بمقدار هاد الرقم (عند النقطة m) وبمشي خط أفقي لليسار وبوجد ال V_H ∵ (لنفرض مثلاً مسافة وطلعت 17cm وال HA=10% ← 0.1 * 17 = 1.7 ← مسافة يلي بدي أطلعها (نقطة L و m) ∵

② الطريقة الثانية بطلع من T_1 ونفس الاشي بقاطع عند النقطة L و K ومن النقطة L باخذ خط أفقي لليسار وبقرأ V_l ومن النقطة K نفس الاشي وبقرأ V_K وبطبق على المعادلة وبوجد V_H .

* عشان أوجد ال hum T :-

من T_1 بطلع وبقاطع مع HA بعدين بدي أمشي بشكل مايل على ال adi line وأقاطع مع ال 100 sat وبنزل خط وبقرأ الحرارة ∵

مثلاً ⇐ $T_1 = 150$
$H_A = 10\%$



نقطة التقاطع مع ال HA إجت بين خطين adia منمشي بالنص بينهم ∵

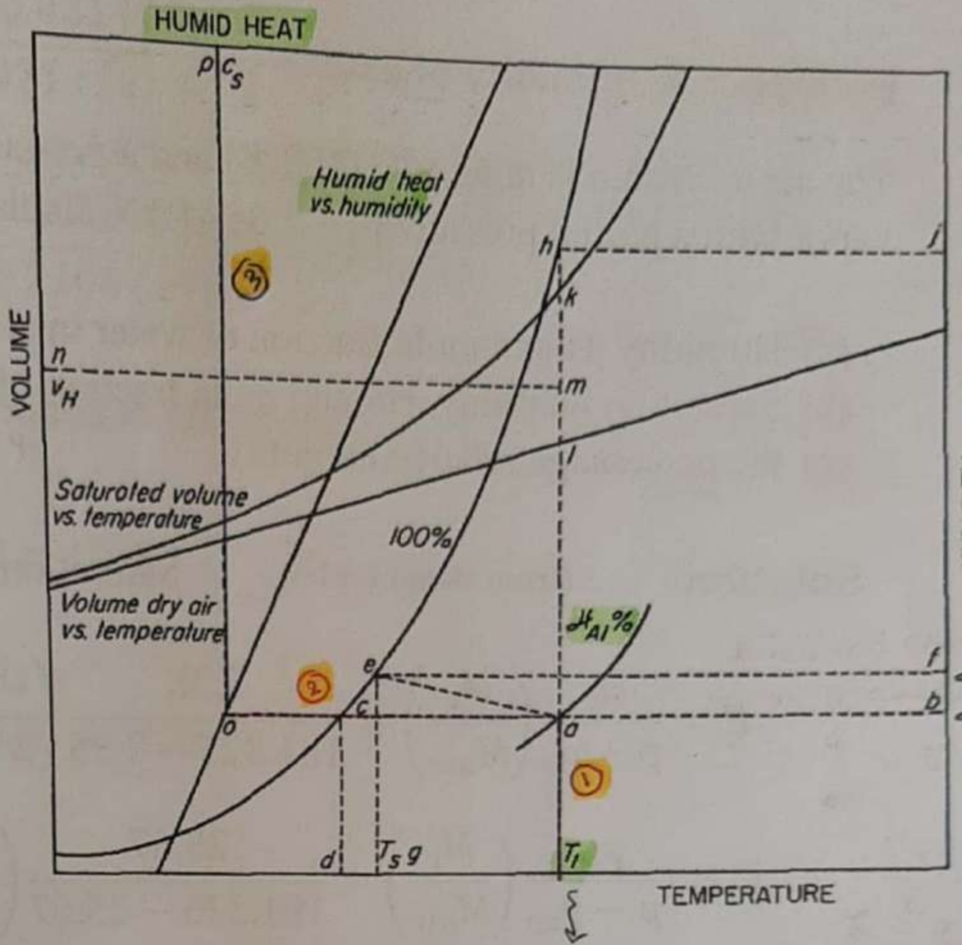
ychrometric charts (1)

id Heat: from point a move zontal to Humid heat line, t o, then move vertically to hit id heat axis, point p

$$C_s = C_{pg} + HC_{pv}$$

ere C_{pg}, and C_{pv} are the specific ts of gas and vapor, respectively.

* لنفرض مُطلقت ال hm
وعندي ال T وحكالنا شو heat
ال HA بِرجع رجوع أو بعوض
على المعادلة ؟



من ال T_1 بطلع ال HA
ومن نقطة التقاطع باخذ خط
أفقي لليسار لتتقاطع مع ال
humid heat ومن نقطة التقاطع
باخذ عمودي لفوق

Example 3.4. Humidity of air

The air in a room is at 65.6°C (150°F) and a pressure of 101.325 kPa and contains water vapor with a partial pressure $p_v = 3.35$ kPa. Calculate the following:

(a) Humidity, H and mole fraction of water in air, y_v
(b) Saturation humidity, HS and mole fraction of saturated water in air, y_v
(c) the percentage relative humidity

عند ال T يلي بالسؤال طلعنا ال P

Solution (from steam tables) Saturation pressure $p_{vo} = 25.67$ kPa

* أول مرة حسبنا ال H حسب ال P ؛

$$H = \frac{p_v}{p - p_v}\left(\frac{M_v}{M_{air}}\right) = \frac{3.35}{101.325 - 3.35}\left(\frac{18}{29}\right) = 0.021 \frac{kgH_2O}{kg\ air}$$

بعد هاد الحكي يلي للسؤال ؛

$$H_s = \frac{p_{vo}}{p - p_{vo}}\left(\frac{M_v}{M_{air}}\right) = \frac{25.67}{101.325 - 25.67}\left(\frac{18}{29}\right) = 0.2106 \frac{kgH_2O}{kg\ air}$$

كمية ال W بهاد ال sys
عند هاد ال P هي تقريبا عشر ال
يعني sat'd value
per RH = 10%.

$$y_v = \frac{p_v}{p_T} = \frac{HM_g}{(HM_g + M_v)} = \frac{0.021\,(29)}{0.021\,(29) + 18} = 0.033$$

لو ال partial P
ما كان معطى مبا هاي
المعادلة بقدر أوجده
(كلم رابطات ببعض)

$$y_{v\text{-}sat} = \frac{p_{vs}}{p_T} = \frac{H_s M_g}{(H_s M_g + M_v)} = \frac{0.2106\,(29)}{0.2106\,(29) + 18} = 0.253$$

max amount of water
can reach :)

الهواء no longer
يتحمل نقطة مي زيادة
بنزل على شكل شتاء
يعني المي 25% من حجم
الهواء

e percentage humidity, by definition = $100\mathscr{H}/\mathscr{H}_0$

* حسبنا H حسب ال
y :

$$H_p = \frac{H}{H_s} \times 100 = \frac{0.021}{0.2106} \times 100 = 10\,\%$$

(نفس الجواب)
سواء y أو
P

$$H_p = \frac{y_v}{y_{v-sat}} \times 100 = \frac{0.033}{0.253} \times 100 = 10\,\%$$

* لو ال P_T كان أقل أو أكثر هل
ال P_v بزيد ولا بقل ولا ثابت :.
راح يسألنا عنه في يوم من الأيام
:)

* ال Per. humi هي نفس ال RH
إذا كانت نسبة المي في ال air قليلة جدًا
مش واصلة ال sat. ، 30% أو 20% تقريبًا .

$$\text{Percentage humidity} = \left(\frac{P - P_{w0}}{P - P_w}\right) \cdot \left(\frac{P_w}{P_{w0}}\right) \times 100$$

هاد ال term لما يكون
ال Pw قريب ال 1 ال
و ال Pwo قراب بالتالي
RH = humidity

$$= \frac{(P - P_{w0})}{(P - P_w)} \times (\text{percentage relative humidity})$$

$$H_p = \frac{p - p_{vo}}{p - p_v}\left(\frac{p_v}{p_{vo}}\right) \times 100 = \frac{101.325 - 25.67}{101.325 - 3.35}\left(\frac{3.35}{25.67}\right) \times 100 = 10\ \%$$

The air in a room is at 65.6°C (150°F)
The percentage relative humidity is 10 %

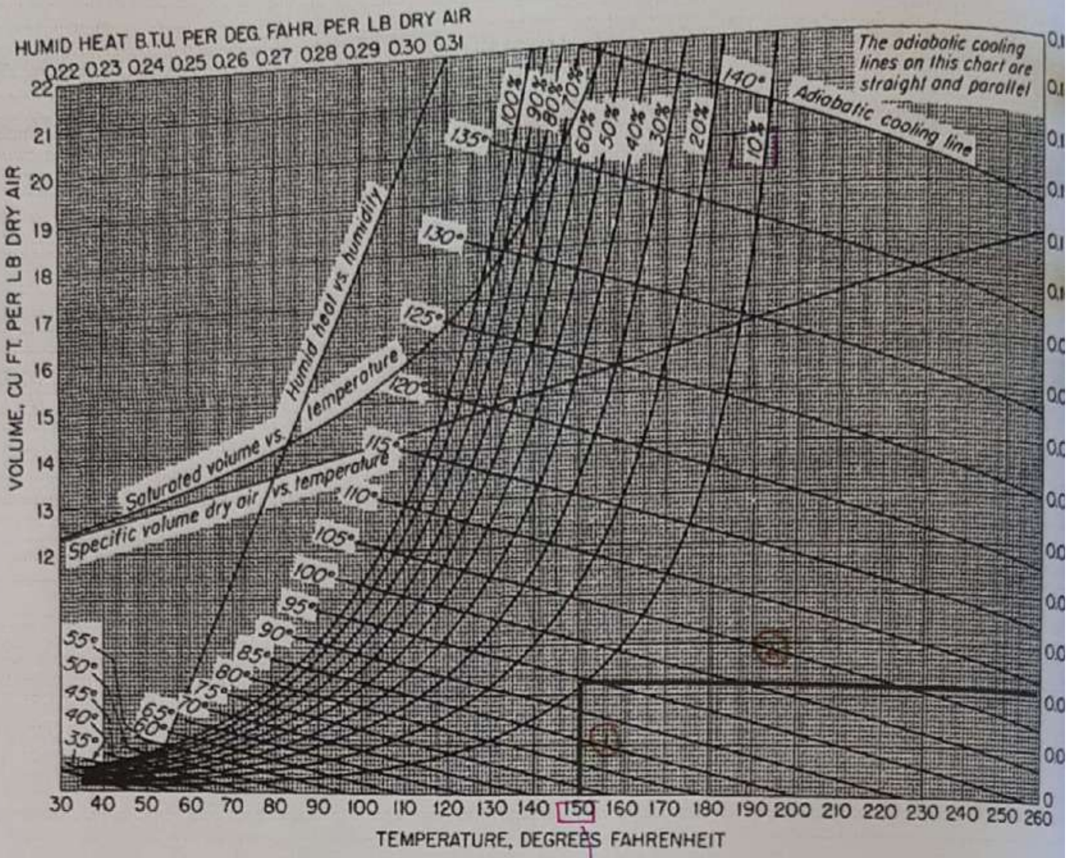
Example 3.5. Use of psychrometric charts

The air in a room is at 65.6°C (150°F) and a percentage humidity of 10%. Use psychrometric chart to obtain:

1. Humidity

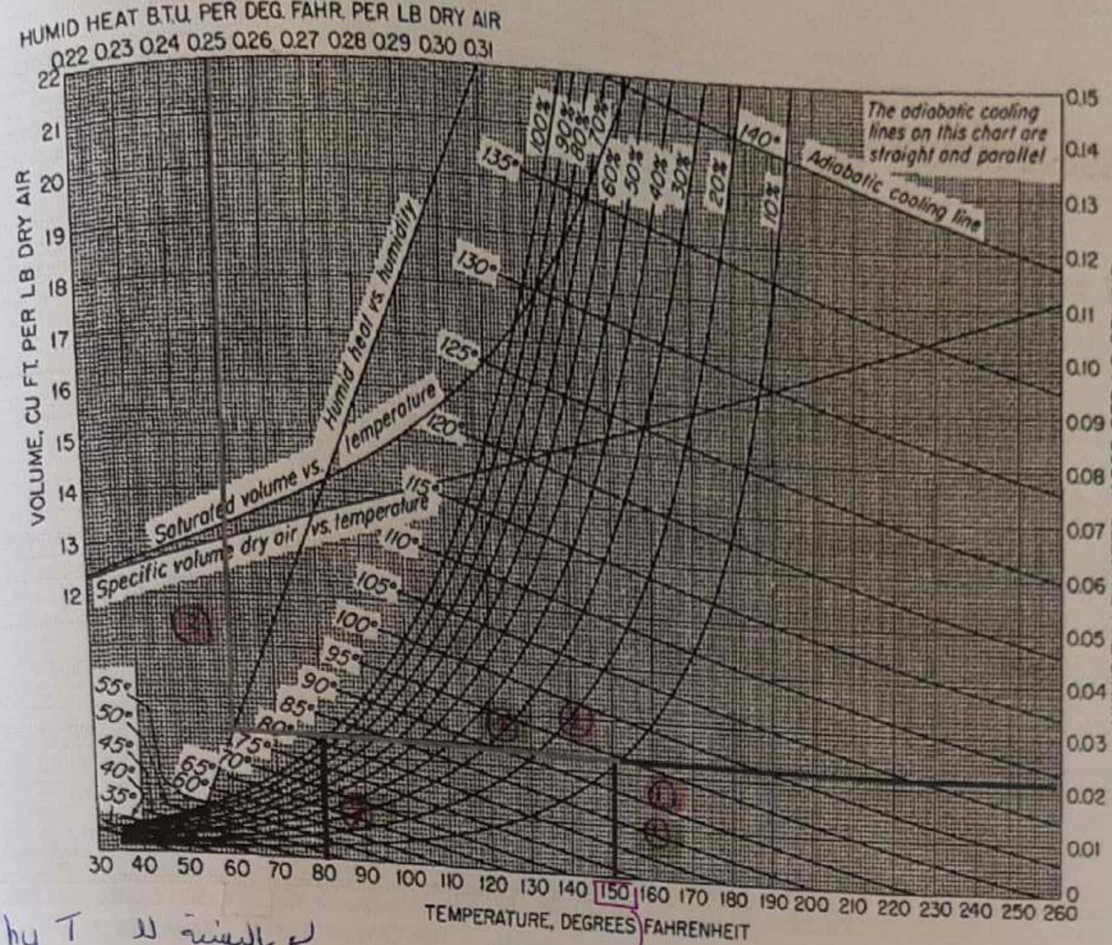
Humidity

$$H = \underline{0.021}\,\frac{kgH_2O}{kg\ air}$$



خط عمودي لل ١٥٠

بعدين أفقي يمين لل humi



لـ بالنسبة لل T hu
بكمل الأفقي لل
humid heat وبطلع
عمودي لفوق

dew لل
بطلع عمودي لل ١٠٠٪
بعدين أفقي يسار لل ١٠٠٪
وبنزل تحت

Humid volume

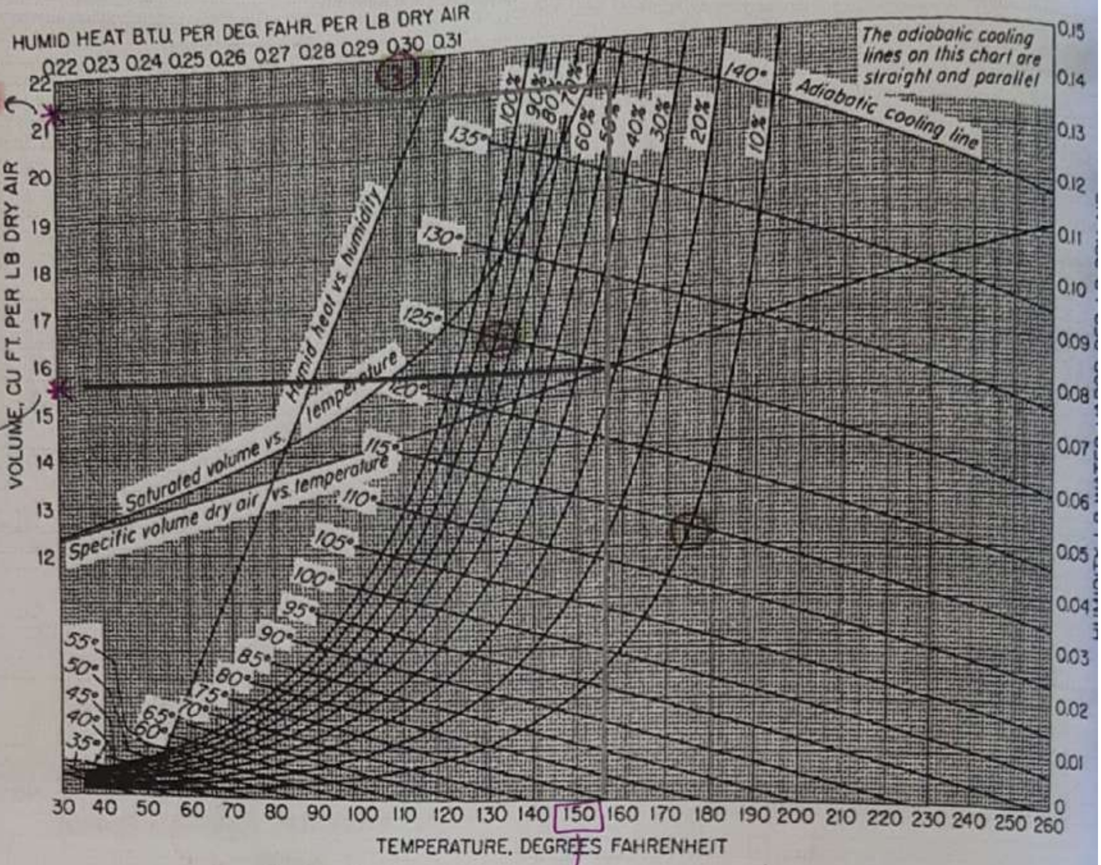
$$H = 0.021\,\frac{kgH_2O}{kg\ air}$$

$$= v_l + \frac{H_A}{100}(v_k - v_l)$$

$$= 15.3\ ft^3/lb$$

v_k

v_L



بطلع فوق لأقاطع

مع ال 0 و ال 100

وبروح يسار وبوجد V1 و V2

وبعوض في القانون

pic 3.3. Humidity Psychrometric Chart

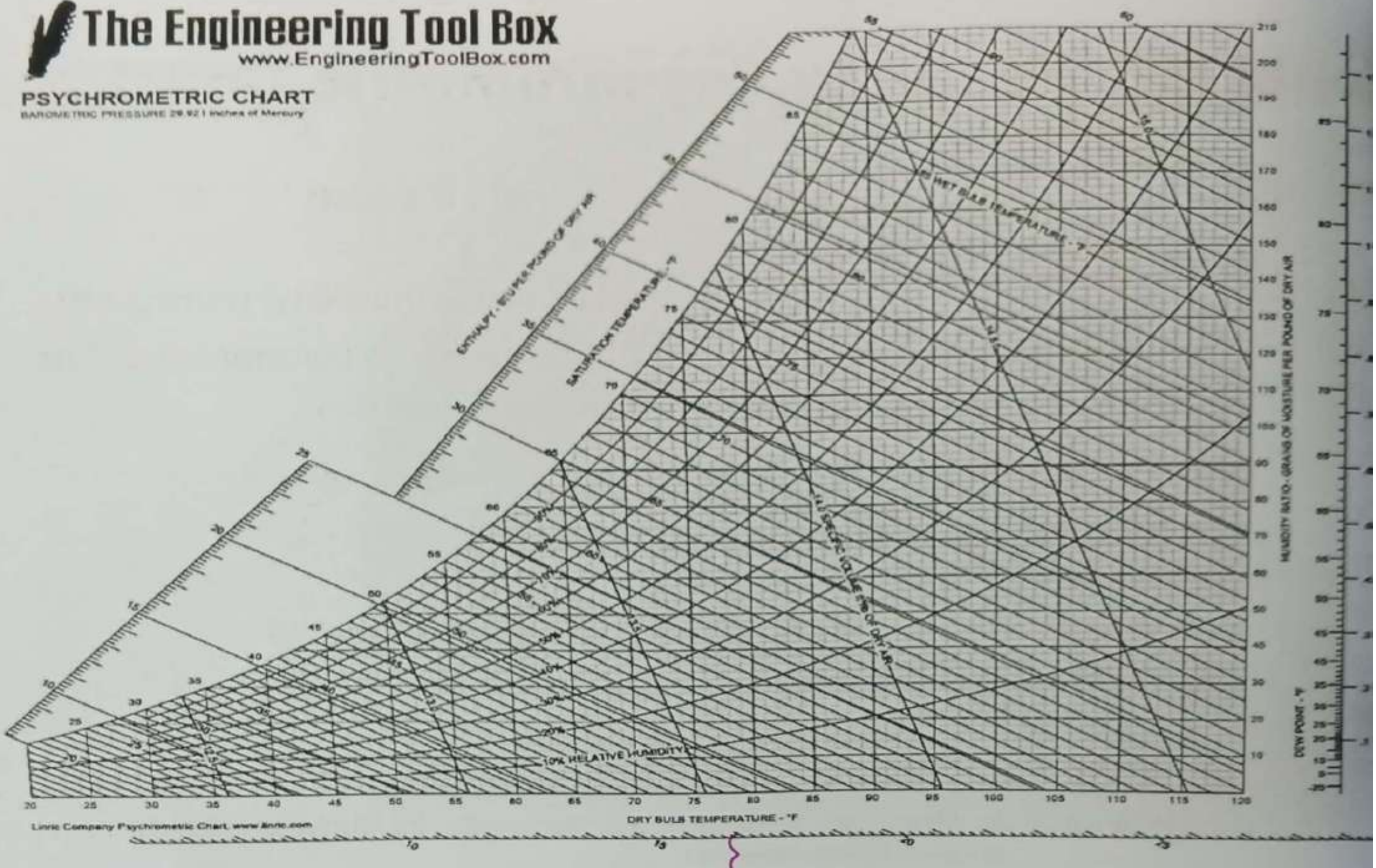
lecture

sic concepts and
minology related to
midity

This lecture

- ✓ Psychrometric (humidity) terminology
- ✓ Plot processes on a psychrometric chart and analyze processes

Part of this lecture is obtained from notes of professor Zayed Hamamreh – ChE – University of Jordan



على ال x-axis

عنا ال Tdry وبدنا كمان نقطة

أو معلومة عشان نقاطع جوا ال chart

ونطلع باقي ال data

امتداد هاي الخطوط بعطينا ال

enthalpy

vap pressure

The Engineering Tool Box

www.EngineeringToolBox.com

PSYCHROMETRIC CHART

en

ry bulb temperature 70 °F

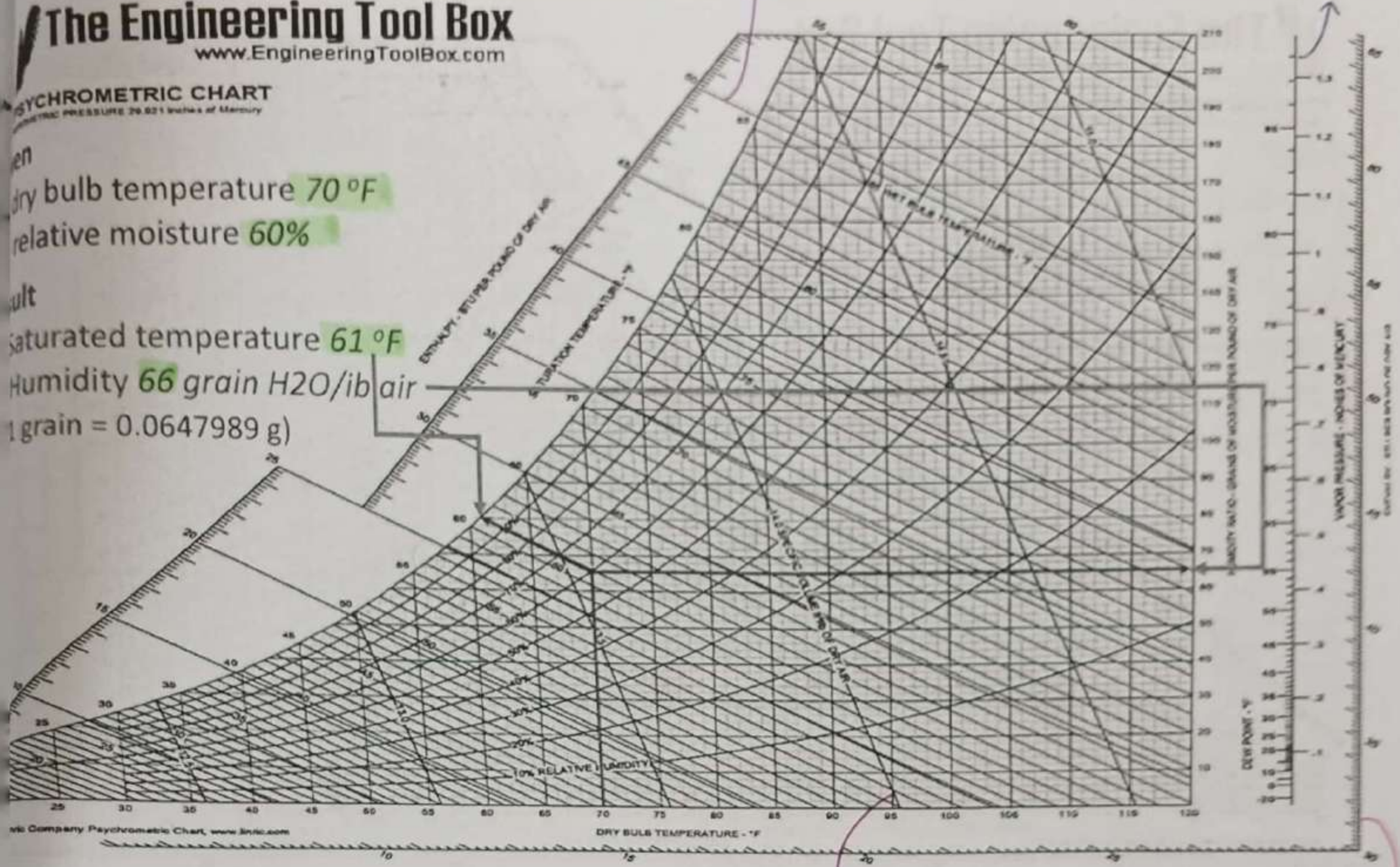
elative moisture 60%

ult

aturated temperature 61 °F

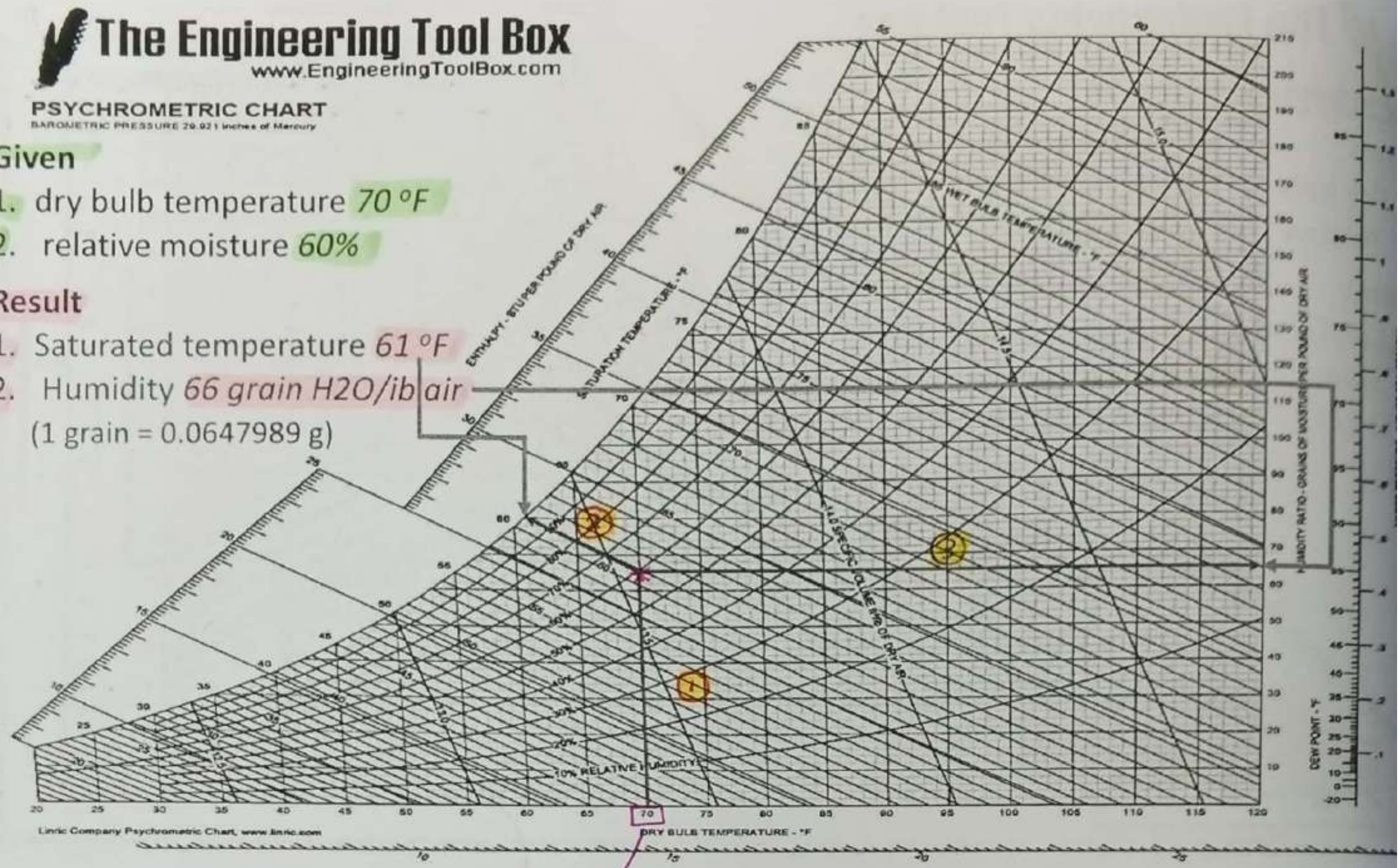
Humidity 66 grain H_2O/ib air

1 grain = 0.0647989 g)



ولو مدينا لهون برضو بعطينا ال enthalpy

الخطوط المائلة هاي specific volume بحكي



Given

1. dry bulb temperature 70 °F
2. relative moisture 60%

Result

1. Saturated temperature 61 °F
2. Humidity 66 grain H2O/ib air

(1 grain = 0.0647989 g)

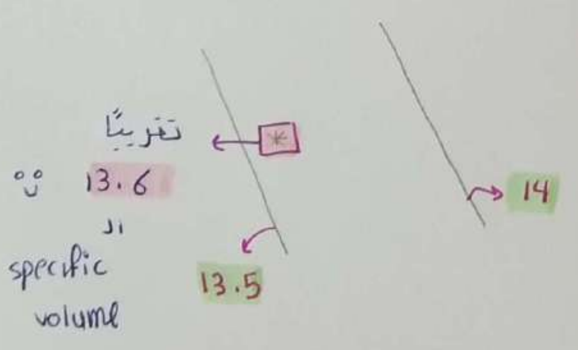
من عند ال 70 مدينا
خط لغاية ما نقاطع مع ال 60%

← بعدين من نقطة التقاطع مشينا على خطوط ال adiabatic لغاية ما وصلنا لل 100%
ومنها نزلنا خط عمودي لتحت و أخذنا ال Tsat .

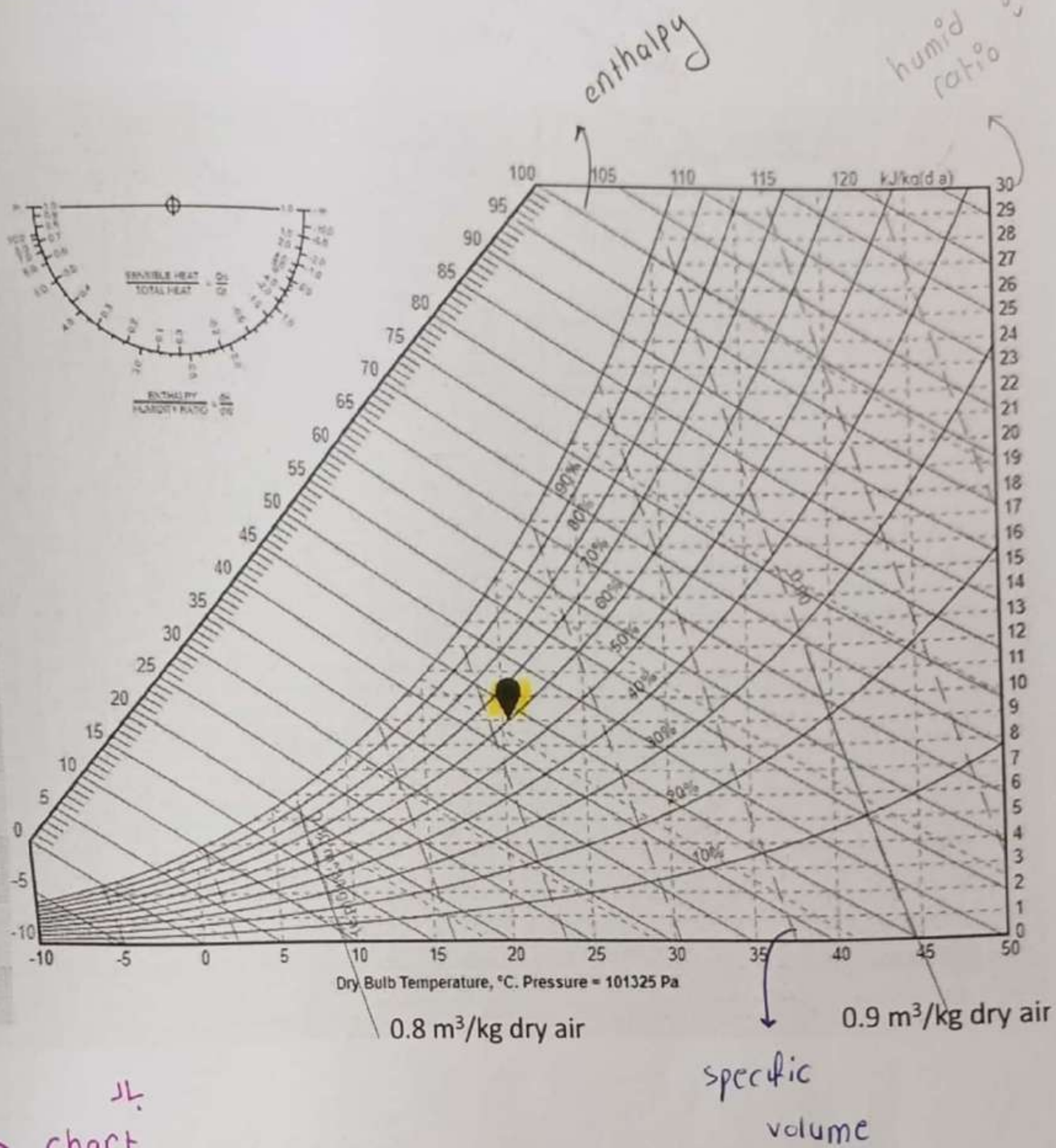
لو بالسؤال طلب ال dew point بمشي خط أفقي لليسار .

← وعشان نطلع ال H ، من نقطة التقاطع مشينا خط أفقي لليمين .

← لو طلب specific v بشوف النقطة محصورة بين أي خطين وبوجد القيمة :-

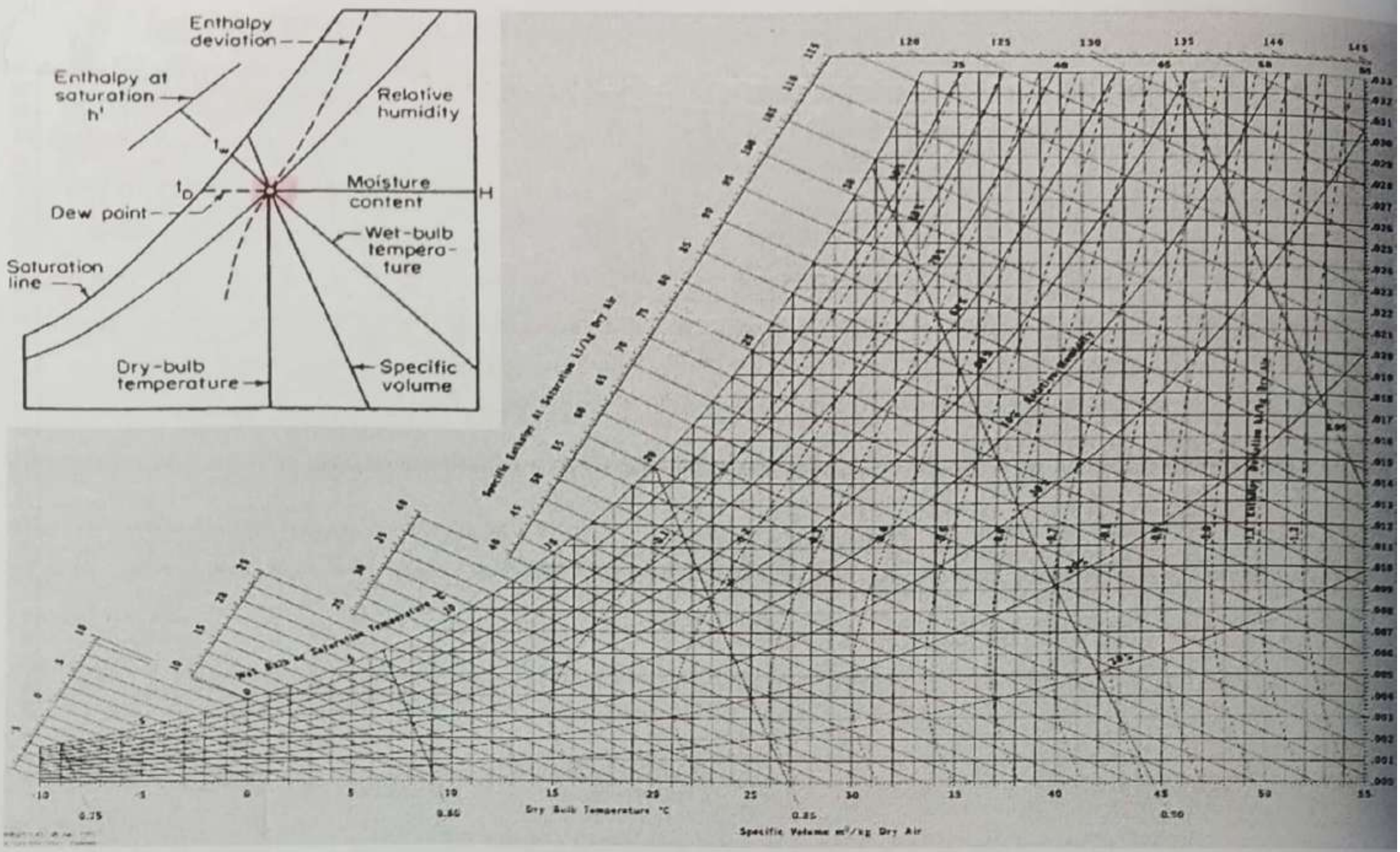


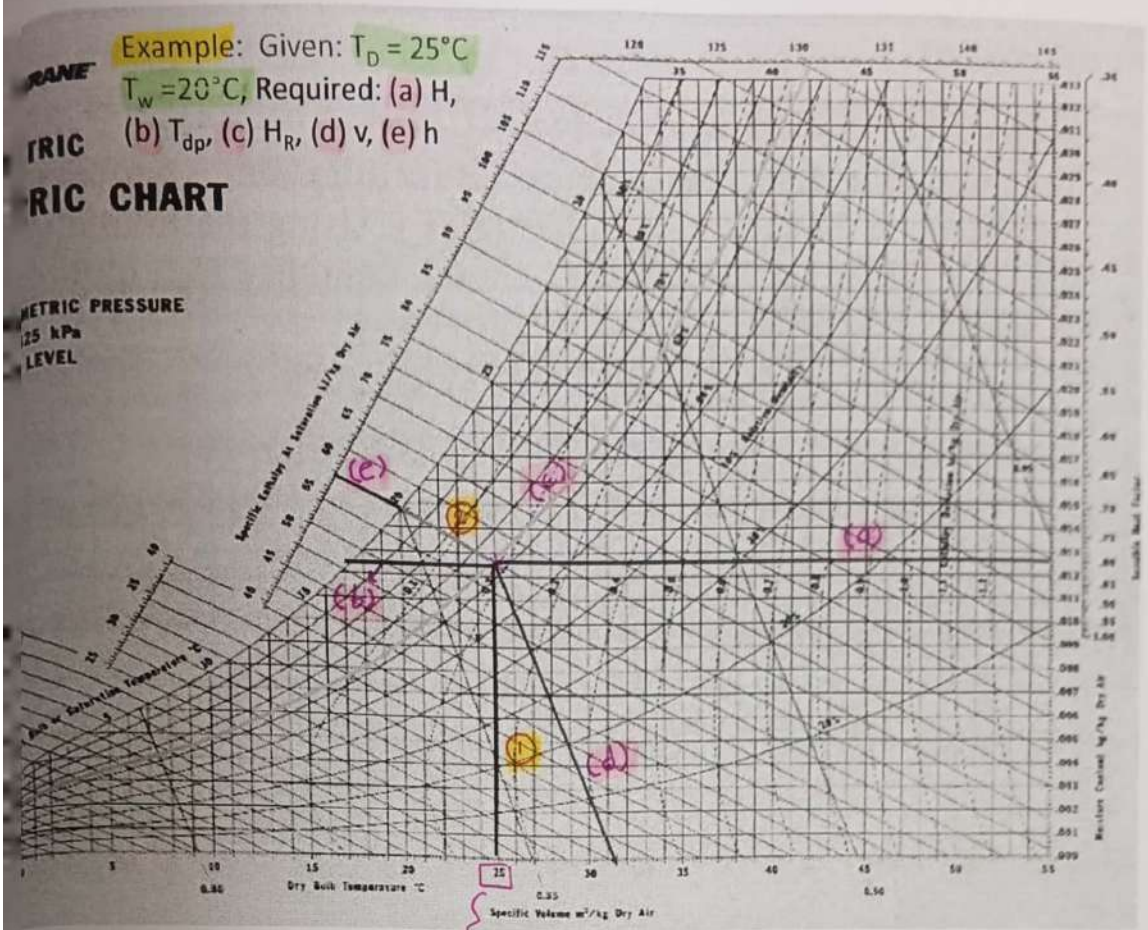
Value	Units
101325	Pa
20.378	°C
9.055	g/kg(d.a)
60.489	%
15.528	°C
12.488	°C
15.483	°C
43.477	kJ/kg(d.a)
1453.921	Pa
2394.179	Pa
1.019	kJ/(kg.K)
0.844	m^3/kg(d.a)
1.196	kg/m^3



بال chart حددنا نقطة
بنقدر نحدد موقعها من
أي معلومتين من هون

حددنا نقطة
وشو ممكن نطلع
منها ؟؟





* بعد خط من ال 25°C لفوق وبعد
خط ثاني من ال 20°C لغاية ما يتقاطع
مع ال 100% ومن النقطة بمشي على خطوط ال
adiabatic وبتقاطع مع الخط تبع ال 25 (هيك
بنكون حددنا النقطة جوا ال chart).

← T_{dp} بمشي خط أفقي لليسار لخط ال 100%
وبنزل وباخذ القراءة.

← ال H بمشي خط أفقي لليمين وباخذ القراءة.

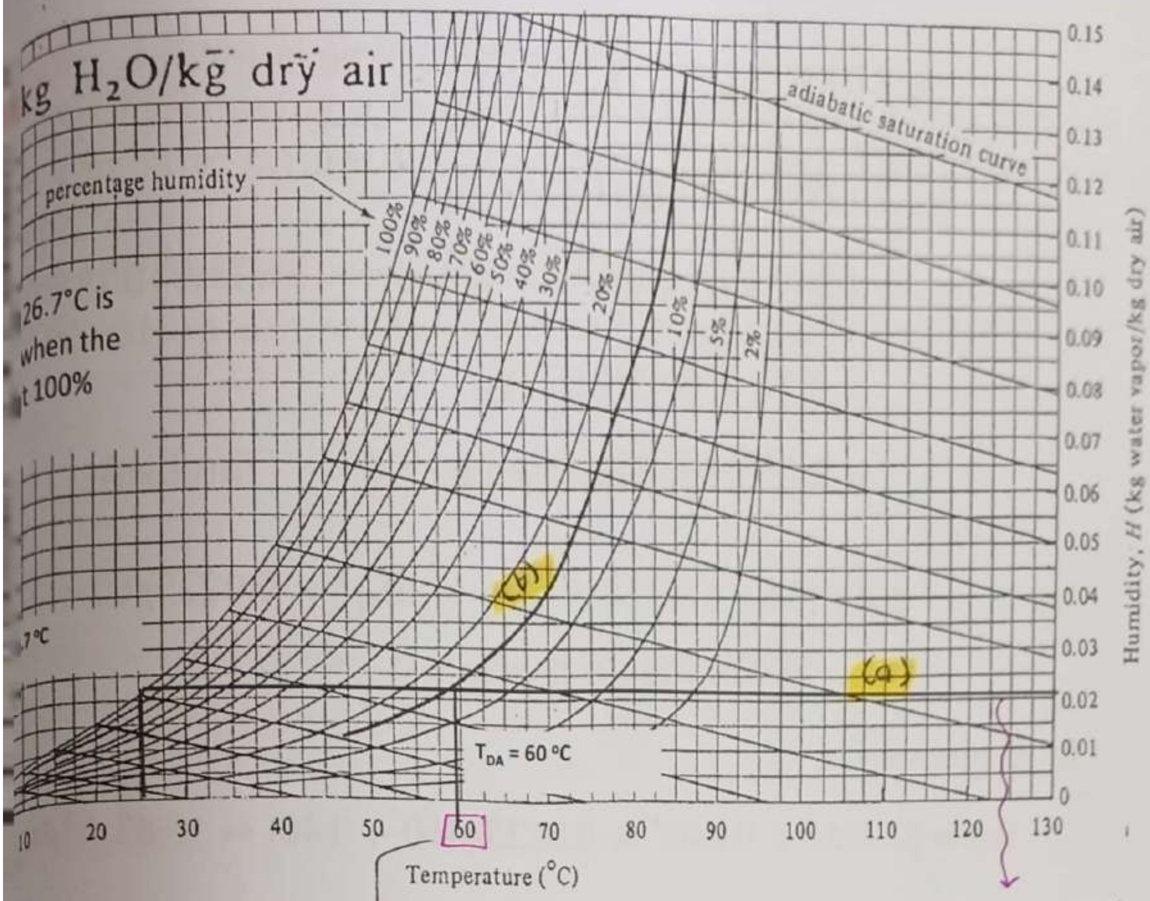
← ال HR بشوف النقطة وين موجودة.

← ال v ، النقطة بين ال 0.85 وال 0.90
وأقرب لل 0.85.

← ال h ، بمشي على خطوط ال adiabatic وبضل
طالعة لنوصل لل scale تبع ال enthalpy.

EXAMPLE 9.3-2. *Use of Humidity Chart*

Air entering a dryer has a temperature (dry bulb temperature) of 60°C (140°F) and a dew point of 26.7°C (80°F). Using the humidity chart, determine the actual humidity H, percentage humidity H_P, humid heat c_S, and the humid volume v_H in SI and English units.



وعشان نطلع H
بمشي من النقطة
خط أفقي لليمين

من هاي بطلع خط عمودي
لفوق و من ال 80 F (26.7°C)
بطلع لأوصل لخط ال 100% وبمشي
خط أفقي وبقاطع لأنها dew
عشان هيك ما مشينا على خطوط ال
adiabatic

* عرفنا ال H بالتالي بنقدر نستعمل
ال correlation عشان نوجد ال C_s و ال V_H ؟

$$c_S \text{ kJ/kg dry air} \cdot \text{K} = \underbrace{1.005}_{\text{دا}} + 1.88H$$

ممكن يتغير ؟

$$c_s = 1.005 + 1.88(0.0225)$$

$$= 1.047 \text{ kJ/kg dry air} \cdot \text{K} \quad \text{or} \quad 1.047 \times 10^3 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

$$c_s = 0.24 + 0.45(0.0225)$$

$$= 0.250 \text{ btu/lb}_m \text{ dry air} \cdot {}^\circ\text{F} \qquad \text{(English)}$$

$$v_H = (2.83 \times 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} \times 0.0225)(60 + 273)$$

$$= 0.977 \text{ m}^3\text{/kg dry air}$$

In English units,

$$v_H = (0.0252 + 0.0405 \times 0.0225)(460 + 140) = 15.67 \text{ ft}^3\text{/lb}_m \text{ dry air}$$

-3. *Adiabatic Saturation of Air*

t 87.8°C having a humidity $H = 0.030$ kg H_2O/kg dry air is adiabatic saturator with water. It is cooled and humidified

يمشي بس أمشي على خطوط ال adiabatic

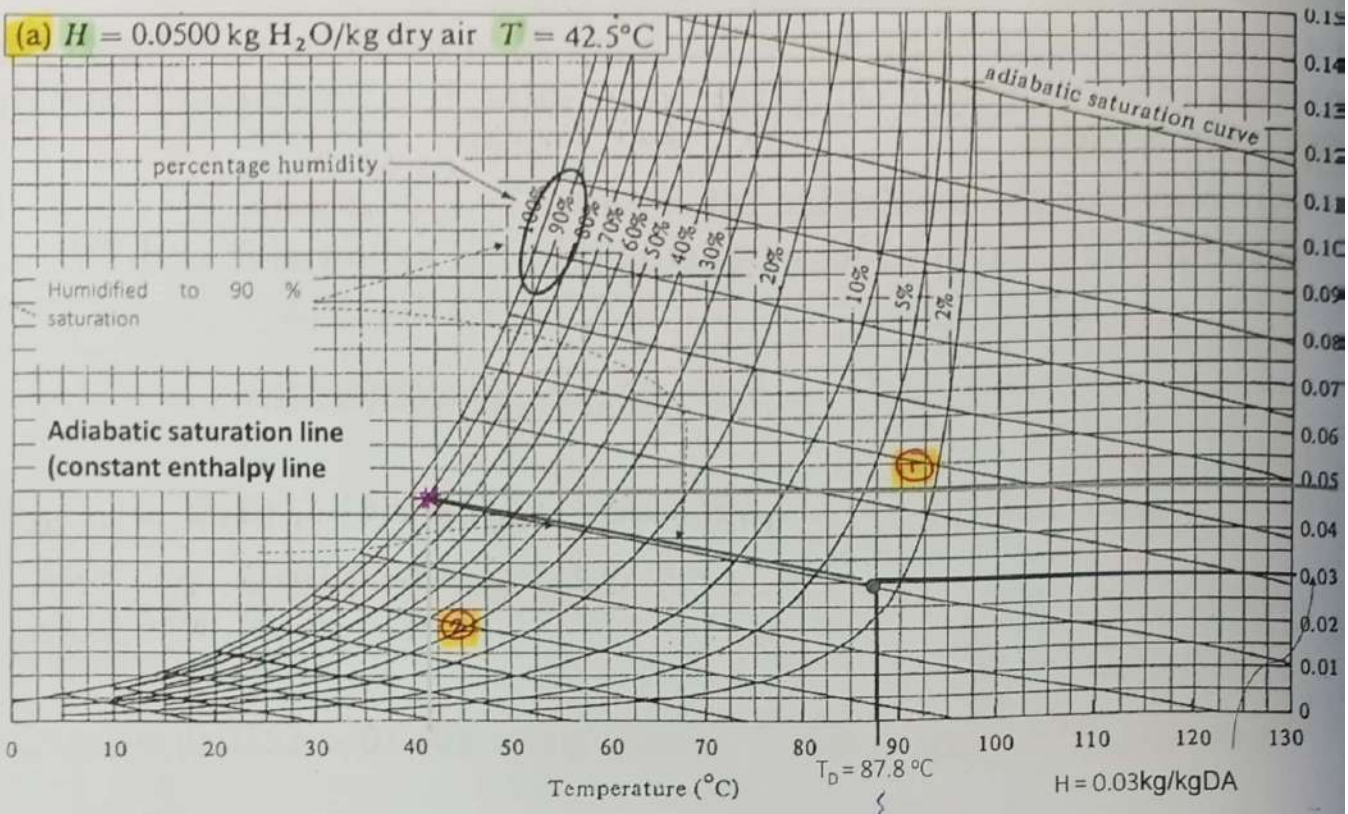
on.

are the final values of H and T?

0% saturation, what would be the values of H and T?

* عند ال 87.8 و ال 0.030 إلها perce. humi. معينة بس أرفعها ل 90% عن طريق التبريد فمتغير حرارتا ال H و ال T وه

87.8°C having a humidity $H = 0.030$ kg H_2O/kg dry air



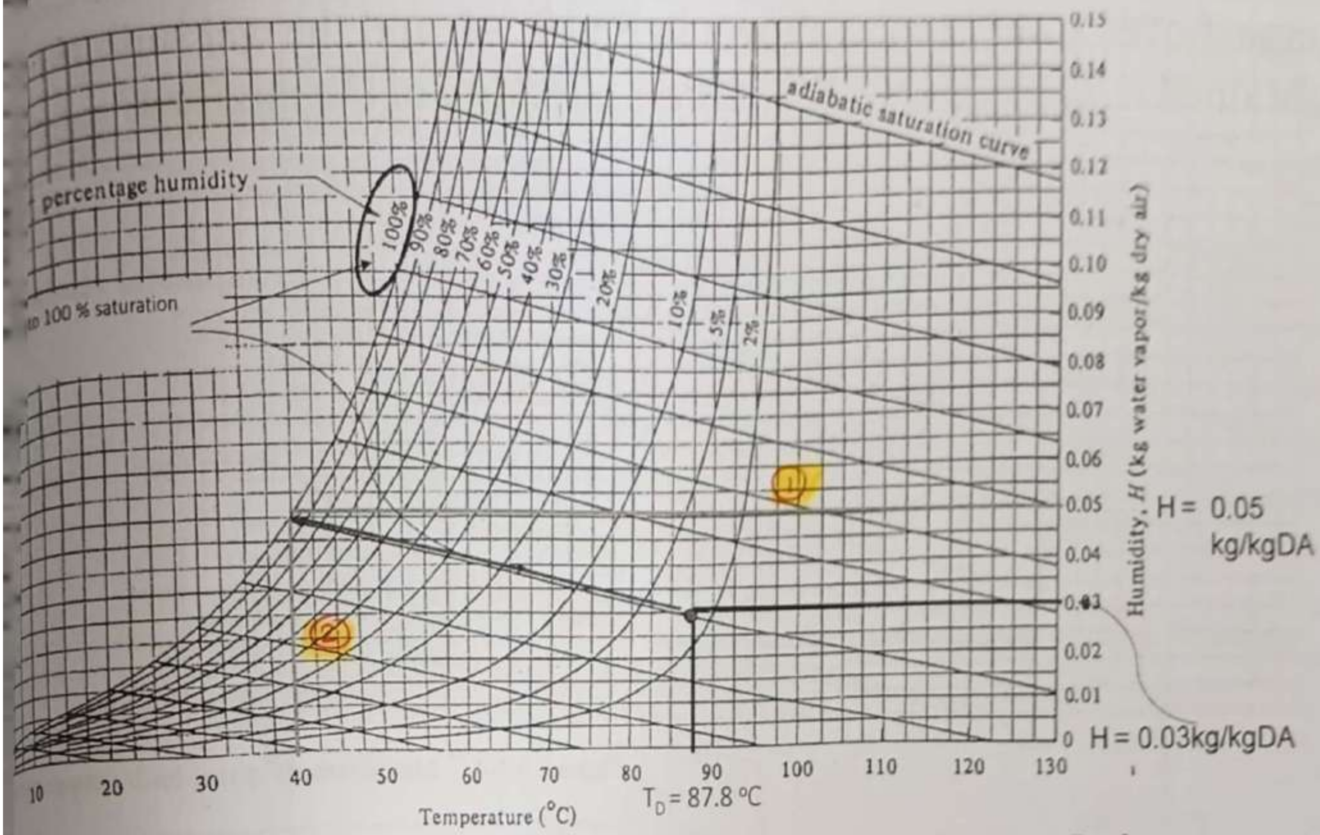
حددنا موقع النقطة حسب T و H
يلي بالسؤال

← بعدين مشينا على خطوط ال adiab
لو صلنا عند 90٪ ومشينا خط أفقي وعمودي
لنشوف ال H و ال T ، بنلاحظ لما بردنا ال T صارت
42 وال H صارت 0.05 ← يعني ال sys تشبع وصارت
رطوبته عالية لأن ال T قلت.

For 100% saturation, what would be the values of H and T?

n:

$\boxed{\text{(b) } T = 40.5°C \text{ , } H = 0.0505 \text{ kg } H_2O/\text{kg dry air}}$



↓

مدينا لخط ال 100%
بس ال 90% عملنا
نفس فرع (a) ..

EXAMPLE 9.3-4. ***Wet Bulb Temperature and Humidity***

A water vapor–air mixture having a dry bulb temperature of $T = 60°C$ passed over a wet bulb as shown in Fig. 9.3-4, and the wet bulb temperatu obtained is $T_W = 29.5°C$. What is the humidity of the mixture?

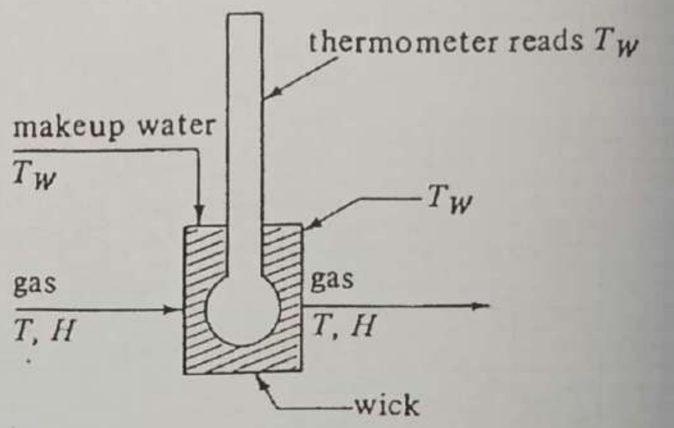
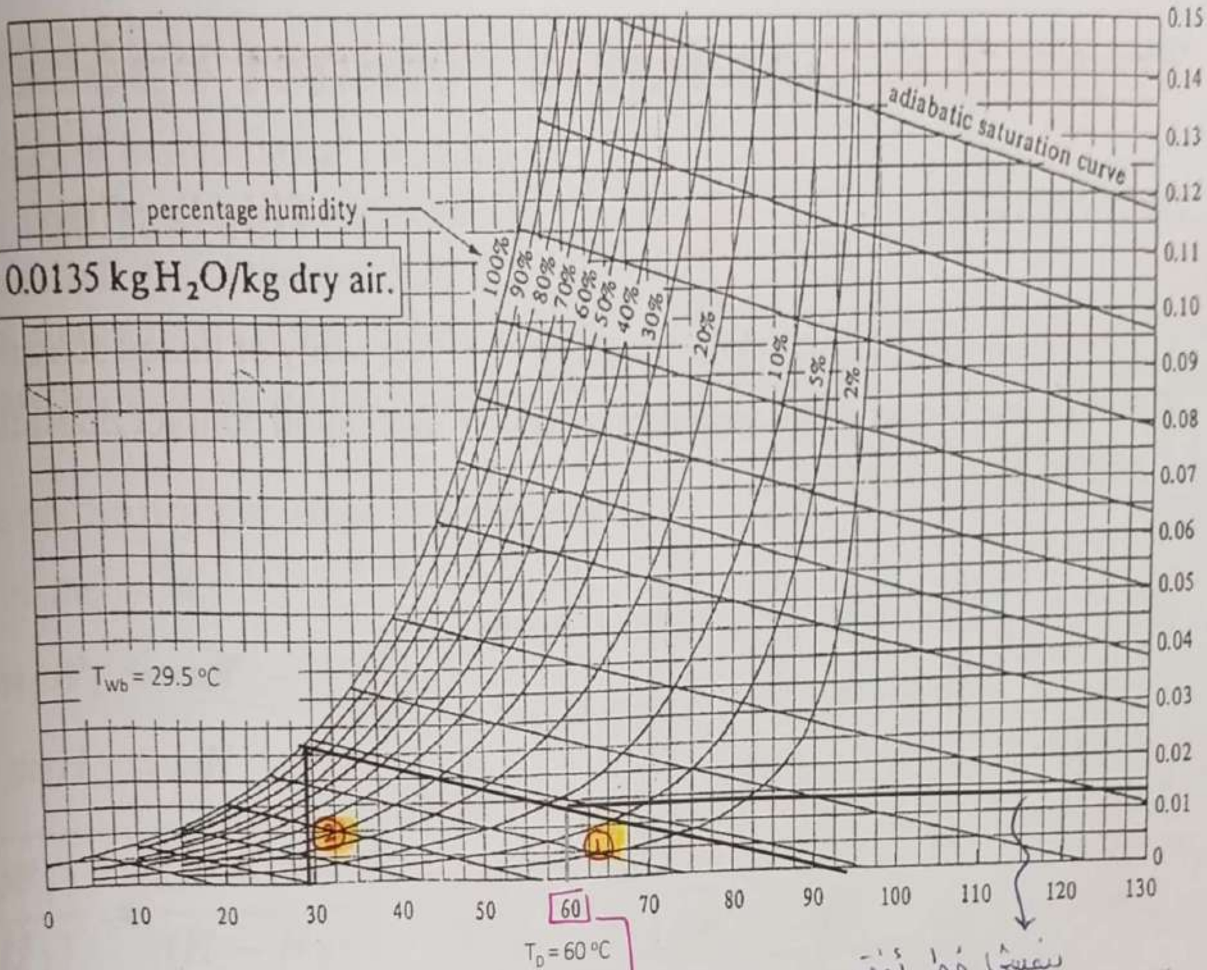


FIGURE 9.3-4. *Measurement of wet bulb temperature.*

°C, $H = 0.0135$ kg H_2O/kg dry air.



من ال 60
طلعنا خط عمودي
ومن ال 29.5 نفس الاشي
لوصلنا لل 100% وبعدها مشينا
عال adia (لأنها wet) وقاطعنا
وحددنا النقطة :)

بنمشي خط أفقي
وبنطلع ال H :)

Topic 3.4. Gas-liquid contact operation

Last lecture

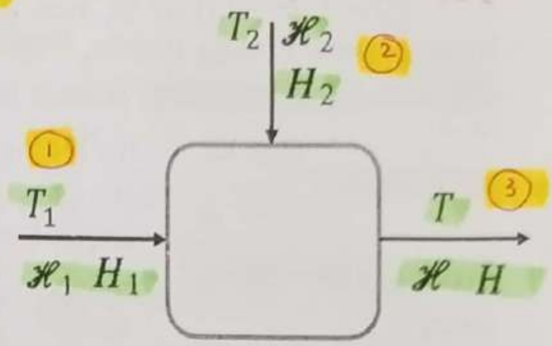
- ✓ Psychrometric (humidity) terminology
- ✓ Plot processes on a psychrometric chart and analyze processes

This lecture

- ✓ humidity of mixed streams
- ✓ Gas-liquid contact operation

* لنفرض هنا 2 streams كل واحد له $\mathcal{H}$ و H
معينة وعطية dry gas والاثنين خلطناهم مع بعض وأعطو
stream ثالث مختلف بين ال H وال $\mathcal{H}$ وال m تبعها ال
stream جديد .

f two streams of humid gas



o gases of humidities $\mathcal{H}_1$ and $\mathcal{H}_2$, at
s T_1 and T_2, and with enthalpies H_1
ve a mixed gas of temperature T,
and humidity $\mathcal{H}$, If the masses of dry
ed are m_1 and m_2, and m respectively

nce on the dry gas, vapor, and enthalpy:

amount of w per mass of dry air

$m_1 + m_2 = m$ → total M of dry air

$+ m_2\mathcal{H}_2 = m\mathcal{H}$

$$m_1(\mathcal{H} - \mathcal{H}_1) = m_2(\mathcal{H}_2 - \mathcal{H})$$

$$m_1(H - H_1) = m_2(H_2 - H)$$

$+ m_2 H_2 = mH$

enthalpy in per unit mass of dry air

بنجمع المعادلات
مع بعض

$$\boxed{\frac{-\mathcal{H}_1)}{-H_1)} = \frac{(\mathcal{H} - \mathcal{H}_2)}{(H - H_2)}}$$

$$\boxed{\frac{(\mathcal{H} - \mathcal{H}_1)}{(\mathcal{H}_2 - \mathcal{H})} = \frac{m_2}{m_1}}$$

ratio between ال
m_1 و m_2 ال exist & inlet
هي نفسها ال ratio بال diff of hum بين الداخل والطالع

** Application **

ال condition أو المروحة ملاحظ عليها إسفنجة
فيها مي ونمرر هواء خلالها بلاحظ الهواء الطالع
بكون بارد ومنقص منه شوية رطوبة .

* لنفرض هنا هواء 1 وعطيته m_1 (mass flow rate of dry
air (zero w) هاد خلطناه مع stream ثاني 2 m_2 (mass dry air)
ما بيصير contact بصير mixing point وبعطينا new (T, m, H, $\mathcal{H}$)
صول بدنا نفرضهم فيك بسهل (total & comp MB) .

Example 3.4.1 Humidity of mixed streams

In an air-conditioning system, 1 kg/s air at 350 K and 10% humidity is mixed with 5 kg/s air at 300 K and 30% humidity. What is the enthalpy, humidity, and temperature of the resultant stream

Solution

ال $\mathscr{H}$ وال T عنا هيك
بنروح على ال chart ومنوجد
enthalpy و humidity

From psychrometric chart

at 350 K and 10% humidity $\mathscr{H}_1 = 0.043$ kg/kg $H_1 = 192$

at 300 K and 30% humidity $\mathscr{H}_2 = 0.0065$ kg/kg $H_2 = 42$

$$m_1\mathscr{H}_1 + m_2\mathscr{H}_2 = m\mathscr{H} \Rightarrow (1 \times 0.043) + (5 \times 0.0065) = (1 + 5)\mathscr{H}$$

$$\mathscr{H} = 0.0125 \text{ kg/kg}$$

$$m_1(H - H_1) = m_2(H_2 - H) \Rightarrow 1(H - 192) = 5(42 - H)$$

$$H = 67 \text{ kJ/kg}$$

① كل 1kg داخل wet بنسبة الي جنبه 0.043

m_1 dry = 1 - 0.043 = 0.957

قريبة من ال 1 لهيك
اعتبرناها 1

② كل 1kg منه 0.0065 وأنا عندي 5kg فقديش ال $m_2$dry ؟

1kg → 0.0065
5kg → $\mathscr{H}_2$

⇐ $m_2$dry = $\frac{5 \times 0.0065}{1}$ = 0.0325

m_2 = 5 - 0.0325 = 4.96

* كمية الي مش كثير ، هون اعتبر سواء dry أو wet بنفع ؟ .

rometric

at $\underset{=}{H} = 67$ kJ/kg and $\underset{=}{\mathscr{H}} = 0.0125$ kg/kg

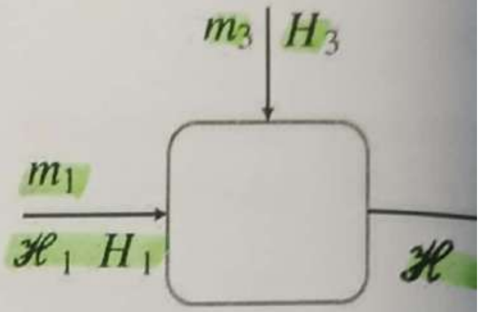
$T = 309\ K$

* لو عنا مروحة بتضخ هواء سخن بالصيف
ومعطينا قطعة قماش أو ليفة عبيناها بـ
sat'd w وعارفين كمية المي ومحطيتها قدام
المروحة وصارت بترد based على كمية المي
واد flowrate بقدر أعرف قديش الـ T
للـ cooling .

stream of pure water
→ no air → هاد الفرق بيساوي ال cost يلي حمل

Addition of liquid or vapor to a gas

If a mass m_3 of liquid or vapour of enthalpy H_3 is added to a gas of humidity $\mathscr{H}_1$ and enthalpy H_1 and containing a mass m_1 of dry gas, then



if I add pure water rather than adding a stream of air & water

$$m_1(\mathscr{H} - \mathscr{H}_1) = m_3$$

$$m_1(H - H_1) = m_3 H_3$$

من هاي بقدر أطلع ال enthalpy و ال m_3 و ال $\mathscr{H}$ لل stream الثالث

$$\Rightarrow \quad \frac{(H - H_1)}{(\mathscr{H} - \mathscr{H}_1)} = H_3 \qquad \Rightarrow \quad (\mathscr{H} - \mathscr{H}_1) = \frac{m_3}{m_1}$$

Ex :-

If a 32.5 g of water at 25°C, enthalpy is 105 kJ/kg is added to 1 kg/s air at 350 K & 10% humidity. what is the final enthalpy, hum, & Temp of mixed stream ?!

→ from chart ⇒ at 350 K & 10% → $\mathscr{H}_1 = 0.043$ kg/kg
$H_1 = 192$ kJ/kg

$$(\mathscr{H} - \mathscr{H}_1) = \frac{m_3}{m_1} \rightarrow \mathscr{H} = \mathscr{H}_1 + \frac{m_3}{m_1} = 0.043 + \frac{325}{1000} = 0.0755 \text{ kg/kg}$$

$$\frac{H - H_1}{\mathscr{H} - \mathscr{H}_1} = H_3 \rightarrow H = H_3(\mathscr{H} - \mathscr{H}_1) + H_1$$

$$= 105(0.0755 - 0.043) + 192 = 195.4 \text{ kJ/kg}$$

*4.184 kJ/kg عند 100 كنا هون 105 يعني subcooled حكي ال H ال room T
هواي 100 kJ/kg بس .

* في ال chart على 33 هاد max يعني مش كل كمية اللي دخلت بال air stream ،
عندي هواء بحمل بس 33g وأنا معطيته 75g يعني مش كل اللي دخلت في اللي راح ينزل
يعني رح يحمل 33g لحد ال sat'd أكثر من هيك ال sys بطل يتحمل يعني من ال 75
33 بس get sat والباقي رح water s out .

ample 3.4.1 Humidity of mixed streams

n air-conditioning system, 1 kg/s air at 350 K and 10% humidity is mixed with 5 kg/s air at K and 30% humidity. What is the enthalpy, humidity, and temperature of the resultant stream?

lution

n psychrometric rt ⇨ at 350 K and 10% humidity $\mathcal{H}_1 = 0.043$ kg/kg $H_1 = 192$ kJ/k
at 300 K and 30% humidity $\mathcal{H}_2 = 0.0065$ kg/kg $H_2 = 42$ kJ/k

$$m_1\mathcal{H}_1 + m_2\mathcal{H}_2 = m\mathcal{H} \quad \Rightarrow \quad (1 \times 0.043) + (5 \times 0.0065) = (1+5)\mathcal{H}$$

$$\mathcal{H} = 0.0125 \text{ kg/kg}$$

$$m_1(H - H_1) = m_2(H_2 - H) \quad \Rightarrow \quad 1(H - 192) = 5(42 - H)$$

$$H = 67 \text{ kJ/kg}$$

Ex:-

If a 6g of H_2O at 25°C, enthalpy 105 KJ/Kg is added to 1Kg/s air at 40°C & 30% humidity. what is th final enthalpy, humidity & Temp of mixed stream ?!

→ from chart ⇒ at 40°C → $\mathcal{H} = 0.014$ kg/kg
$H_1 = 78$ KJ/kg

value أول راح نستخدمها في ال chart

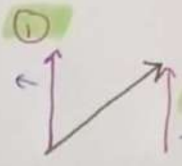
$(\mathcal{H} - \mathcal{H}_1) = \frac{m_3}{m_1} \longrightarrow \mathcal{H} = \mathcal{H}_1 + \frac{m_3}{m_1} = 0.014 + \frac{6}{1000} = 0.020$ kg/kg

man of air in g

$H = H_3(\mathcal{H} - \mathcal{H}_1) + H_1 = 105(0.02 - 0.014) + 78 = 78.6$ KJ/Kg

النقطة الثانية يلي راح نستخدمها ع ال chart لنطلع باقي العوامل

هاد بدي أعلاه shift
لليمين و ازيد T و z_2 داخلية
عند ②



Gas-liquid contact operations

Direct contact of gas with pure liquid may have any of several purposes:

1. **Adiabatic operations** → Q = 0 → no external change of heat

   a. Cooling a hot gas
   b. Cooling a liquid
   c. Humidifying a gas
   d. Dehumidifying a gas

2. **Nonadiabatic operations**

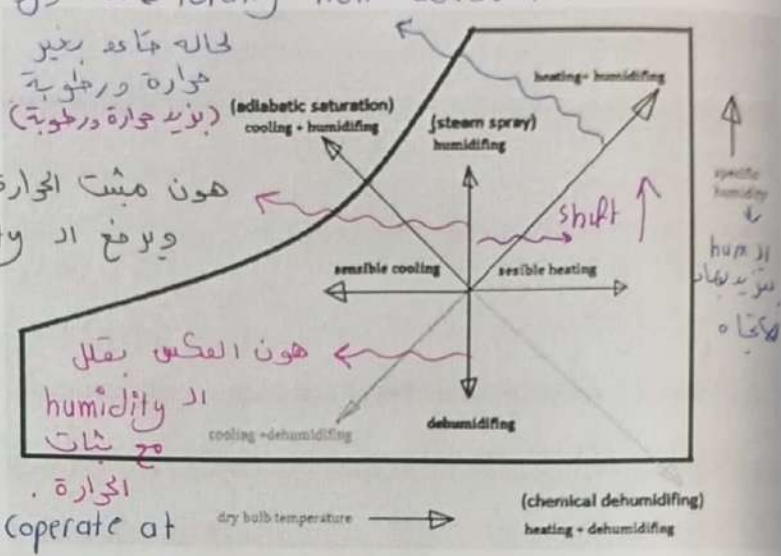
   a. Evaporative cooling
   b. Dehumidifying a gas

sys ال ← totally non-adiabatic

الحالة ما عم بغير حرارة ورطوبة (بزيد حرارة ورطوبة)

هون مش الحرارة و يرفع ال humidity

هون العكس بقلل ال humidity مع ثبات الحرارة. (operate at const T)

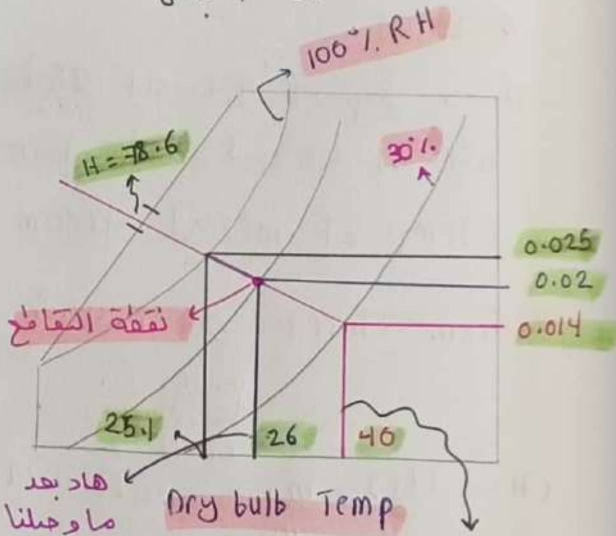


ال hum بتزيد بهاد الاتجاه

بهاد الاتجاه ← ال T بتقل

*تابع للمثال السابق :-

← طلعنا ال z_2 انها 0.02 وال H كانت 78.6 بنرسم خطاً من ال 78.6 على خطوط ال adia ونمدده أو بنقاطعه مع الخط الأفقي لي جاي من ال z_2 نقطة التقاطع هي النقطة لل case الجديدة ونقرأ الحرارة عندها :



هاد بعد ما وصلنا للي ال case الجديدة :

هاد يعبر عن ال case القديمة (ال air لي داخل)

ال enthalpy لما مدينا خط ال sat'n ما تغيرت كثير تقريبًا ضلت نفسها بالتالي almost const بعد ما نرجع للمعادلة ① صار عندي أنا m_1 , z_{21} , z_2 مجهولات بالتالي بوجد m_3 .

* شو أكبر كمية من المي لازم نضيفها على ال sys حتى نحصل min temp يعطي m_3 بهاي الحالة عند معادلة ال H و z_2 أنا ما بعرفهم فلو عوضت المعادلة الأولى بتعطيني z_2 مع معادلة H بتصير المعادلة func of mass بضل ماشي على نفس خط ال adiabatic حتى أوصل ال sat'd (100% RH) وبودي خط أفقي وباخذ ال humidity (0.025) وبنزل خط عمودي عشان الحرارة بتطلع 25.1 مثلاً هاي أقل حرارة ممكن نوصلها هيك عرفت الحرارة وال H هسا برجع على المعادلة الثانية (بتعطي H) ، بدي أعرف مقدار optimum amount من الماء لازم نضيفها اللي بعدها لو ضفت راح تصير تترسب وتدخل لقاع ال sys وما تدخل الهواء كل كمية مي قاعد بضيفها تتبخر مع الهواء ويصير more z_2 لحد أضيف لأوصل لمرحلة الهواء بطل يستوعب ماء بالتالي المي تترسب وتكون وصلت ال saturation level :

Adiabatic operation

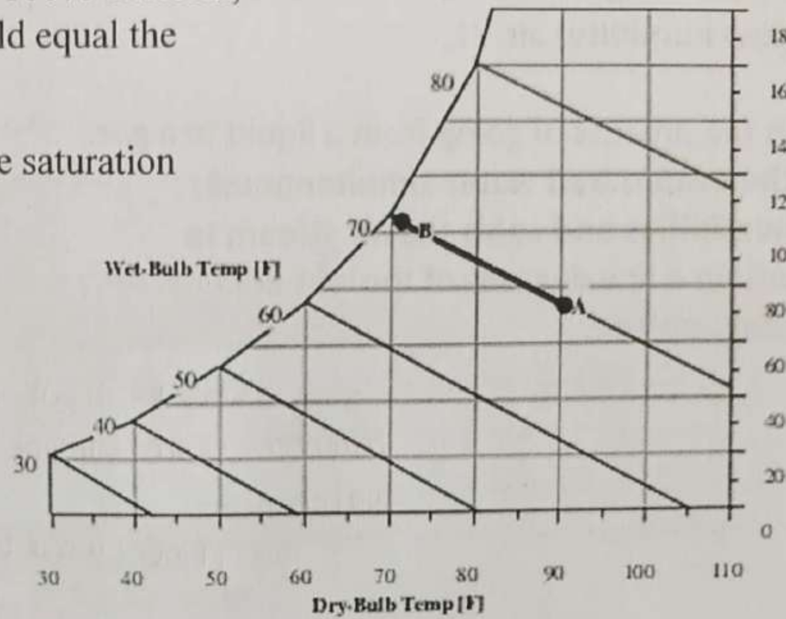
abatic operation follows a constant enthalpy line on the psychrometric chart.

ne direct evaporative process were 100% efficient, leaving dry-bulb temperature would equal the ring wet-bulb temperature

ne process is not 100% efficient the saturation ciency is defined by

$$_{sc} = \frac{T_{db\ sup\ in} - T_{db\ sup\ out}}{T_{odb} - T_{owb}}$$

up in: Temp. or dry bulb supply IN
sup out: Temp. or dry bulb supply OUT
: Temp. OUT dry bulb
: Temp. OUT wet bulb



* بدي أنتقل من A لـ B .إذا ال eff بتعت ال process كانت 100% ال leaving dry bulb T = entering wet bulb T
بالحقيقة ما عنا هاي الحالة .

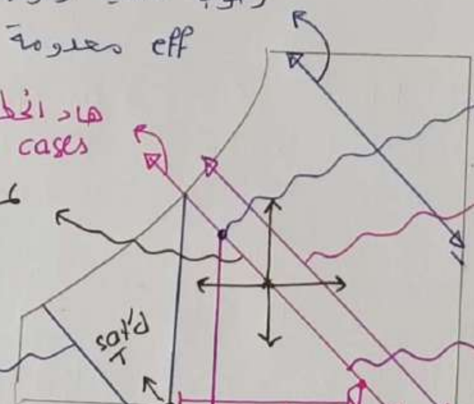
رطوبة عالية وحرارة عالية بالتالي ال eff معدومة

بالظهران هون الرطوبة عالية جداً

هاد الخط هو الأساس والباقي ممكن يكونوا cases

لما أطلع بهاد الاتجاه أنا بزيد ال ZL وبقلل الحرارة يعني بعمل cooling ومن التطبيقات عليها التكييف .

أحسن خط لأنه بعطي max T & min humidity



↑ eff

هون العكس لو مشيت بهاد الاتجاه بكون زدت الحرارة وقللت ال ZL يعني عملت heating و drying

قللت الحرارة بس بهاد المقدار

قللت الحرارة بهاد المقدار ، قللت مقدار كبير وملحوظ .

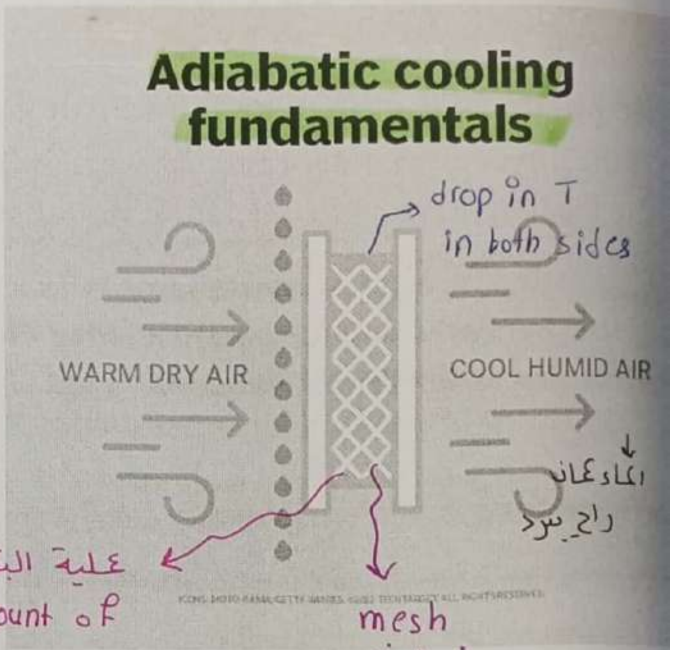
بالصحرا أنا قاعد هون

* ال eff بالصحراء أعلى لأن لما أكون بالظهران و انتقل من النقطة لل saturation ال eff قليلة جداً لأنك بتكون قللت الحرارة شو صغيرة .

1.a. Adiabatic cooling a hot gas

Adiabatic cooling systems **remove heat** by evaporating water in a **stream of warm, dry (low humidity) air**.

In the process of going from a liquid to a gas, **the evaporated water simultaneously humidifies and cools the air stream** to within a few degrees of the wet bulb temperature.



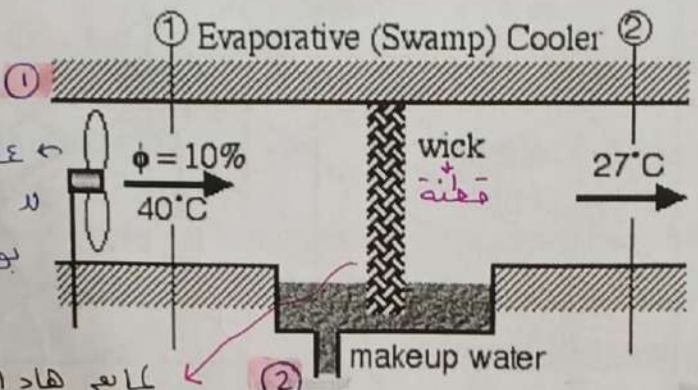
عملية التبريد ناتجة عن transfer some amount of water

من هون لـ gas phase

ample 3.4.2 Adiabatic cooling a hot gas

dry air at 40°C and 10% relative humidity passes through an evaporative cooler. Water is ed as the air passes through a series of wicks and the mixture exits at 27°C. Using the chrometric chart determine

the outlet relative humidity
the amount of water added
the lowest temperature that could be realized



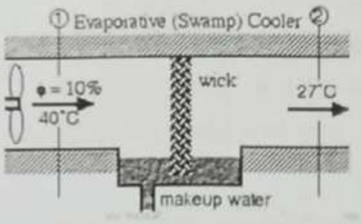
pumping عملنا ←
dry air لل
بواسطة هاي ال
fan

عابر هاد ال air
خلال هاي القطعة
trans راح يجبر (wet media)
لل water منها لل air

→ بالتالي يؤدي
لتقليل الحرارة لل
air وزيادة ال
humidity

* الفرق بين ال wet وال sat'd ثابت

Solution



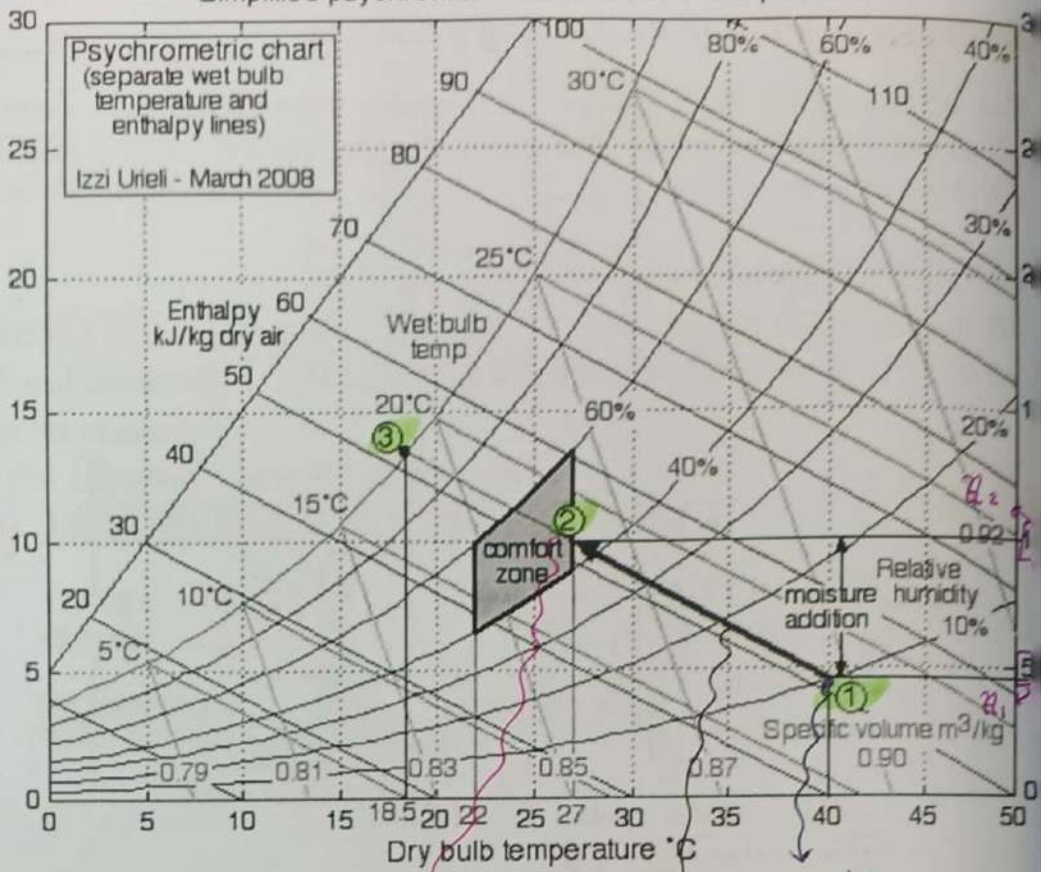
(a) the outlet relative humidity [45%]

(b) the amount of water added [5.4g-H20/kg-dry-air] → 10 − 4.6
ω_2 ω_1

(c) the lowest temperature that could be realized [18.5°C] → ما أوصل ال sat'd

* كلما كانت ال dry bulb أقل بكون قادر أنزل الحرارة أقل.

Simplified psychrometric chart at 1 atm total pressure



النقطة الجديدة.

بمشي على خطوط ال adia حتى أصل للحرارة المطلوبة يلي هي 27

هاي النقطة تبعتي

* لو بدي أحسب كمية المي اللازمة حتى أخلي ال sys شغال ساعة وال flow rate لل air 10 L/min (10 m³, 10 kg air) وأنا عندي ال amount of water removed بساوي 5.4

$$\frac{5.4 \text{ kg } H_2O}{\cancel{\text{kg dry}}} \times 10 \text{ kg } \cancel{\text{dry}} = 54 \text{ g } H_2O/\text{min}$$

← كمية الماي قاعدة بسحبها وبدخلها للهواء

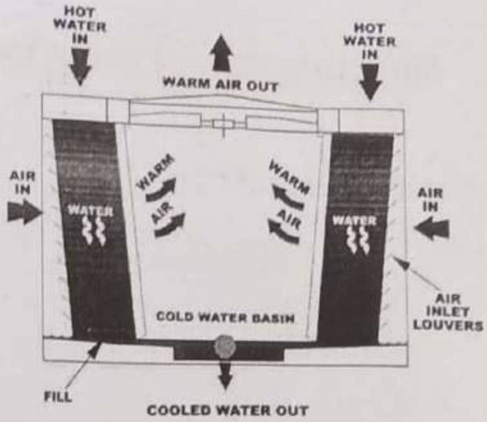
$$= 54 \times 60 = 3240 \text{ g} = 3.240 \text{ kg}$$

← حوالي 3 لتر قاعد بستهلك مي خلال ساعة :o

batic cooling a liquid

cooling water occurs by transfer e heat and also by evaporation.

ipal application is cooling of water t with atmospheric air (water



batic humidifying a gas

be used for controlling the content of air for drying.

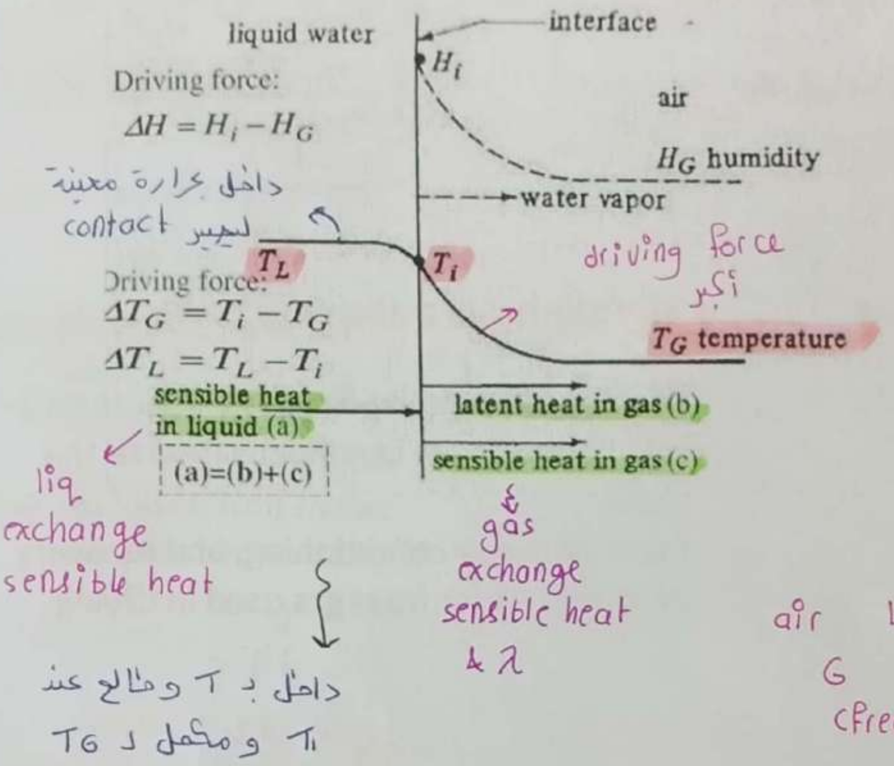
1.d. Adiabatic dehumidifying a gas

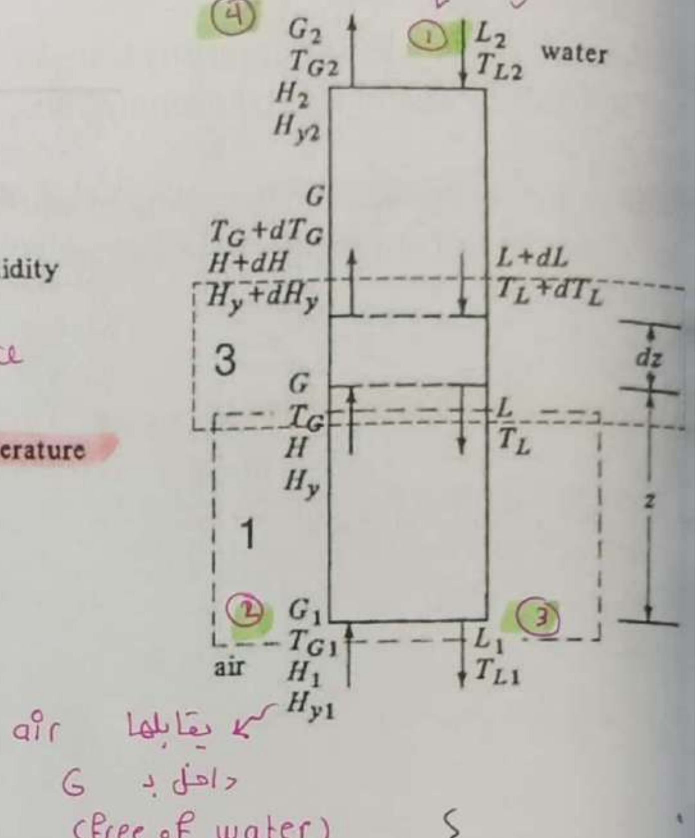
Contact of warm vapor-gas mixture with a cold liquid results in condensation of the vapor.

Application: air conditioning, and recovery of solvent vapor from gas used in drying

ما فيه heat trans to surrounding
بين ال 2 phase

Fundamental relations for adiabatic operations





لما ① و ② بجيبهم contact
بجيبر exchange ما بين ال mass
وال heat يعني (heat & mass trans)
بطلع ③ liq بحرارة جديدة (أقل من ①)
و ④ بطلع ب new hum و H .

مكرارو سعن .. نعم
س بكميات قليلة
unidirection flux

w { g
جزء من الـ
ينتقل لهون

mass balance over the lower part of the tower

$$L' - L'_1 = G'_S(Y' - Y'_1)$$

كمية الـ يلي داخلة
لـ منتهى القاعدة بدو يكون

$$dL' = G'_S\,dY'$$

نفسه الـ diff يلي انتقل الـ
(كمية الـ w يلي انتقل gas phase
mass flow rate of air free
(of water * Y diff

Similarly, an enthalpy balance is

$$L'H_L + G'_S H'_1 = L'_1 H_{L1} + G'_S H'$$

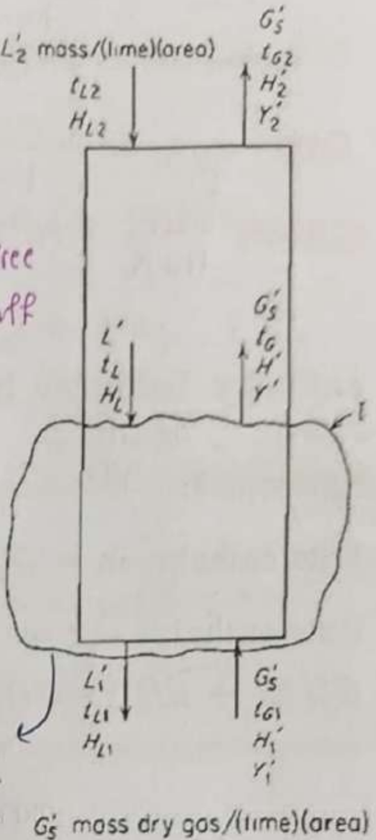
ss, as mass rate per tower cross-sectional area:

$$N_A M_A a_M\, dZ = -G'_S\, dY' = M_A F_G\left(\ln\frac{1-\bar{p}_{A,i}/p_t}{1-p_{A,G}/p_t}\right)a_M\, dZ$$

لـ هاد الحكي من الـ mass flux

$\bar{p}_{A,i}$ is the vapor pressure of A at the interface temperature t_i,

$p_{A,G}$ is the partial pressure in the bulk gas



بدي أعمل
Balance على الـ
lower part
EB & MB

mass of w per كمية الـ يلي انتقلت مش بس (adi.) ← EB *

w الـ gas في الـ unit of contact between gas ، كلما كانت عملية تخلل الـ

homo. كلما كانت الـ eff عالية بدي أتخيل اي نازل على اسفنجة والهواء

يمر خلالها لأوصل لهون بدي الـ mass flux / area

superfusial area

area per unit volume

مش كل الـ volume
بس يلي صار فيه
contact (dZ)
(a * dZ)
يعطي الـ area

flux of A (water)
الـ vap يلي انتقل من الـ
لـ g

diffusion convection

$$N_A = -D_{AB}\frac{dC_A}{dZ} + y_A N_T$$

$$= -D_{AB}\frac{dC_A}{dZ} + y_A(N_A + 0)$$

diff through stag

$C = P/RT$

$$= -\frac{D_{AB}}{RT}\frac{dP_A}{dZ} + \frac{P_A}{P_T}N_A \rightarrow N_A\left(1 - \frac{P_A}{P_T}\right) = \frac{-D_{AB}}{RT}\frac{dP_A}{dZ}$$

مضروبة بـ

$$N_A(P_T - P_A) = \frac{-D_{AB}}{RT}P_T\frac{dP_A}{dZ} \rightarrow N_A = \int\frac{dP_A}{P_T + P_A}$$

* بقدر أعبر عن الـ mass trans between phase بـ
⇐ 2 means
① Balance between L & g
② flux (diff in P)

$q = -K \frac{dT}{dZ} \rightarrow \frac{Q}{A} = -K \frac{dT}{dZ}$ conduction ماهية لأن عندي بالغاز flow dominant يكون convective

$q * A \rightarrow$ total heat transfer

solid اللي بالغاز dominant يكون cond ال

Sensible heat, as energy rate per tower cross-sectional area:

Gas: $q_{sG} a_H \, dZ = \frac{N_A M_A C_A}{1 - e^{-N_A M_A C_A / h_G}} (t_G - t_i) a_H \, dZ = h'_G a_H (t_G - t_i) \, dZ$

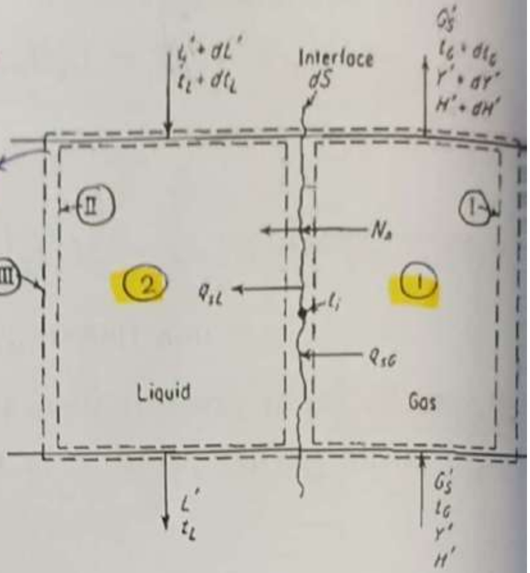
area

heat flux

Liquid: $q_{sL} a_H \, dZ = h_L a_H (t_i - t_L) \, dZ$ local heat trans coeff

$q_{sG} = q_{sL} \rightarrow$ في حسبرها واحد رجعها الثاني

enthalpy balances based on the envelopes



Envelope I: MB on gas — من المعادلتين هون طلع علاقة بين ال T_g و ال T_L و ال T_i.

Rate enthalpy in $= G'_S H'$

Rate enthalpy out $=$

$$G'_S(H' + dH') - (G'_S \, dY')[C_A(t_G - t_0) + \lambda_0]$$

mass of water

sensible heat

based on في انتقال sens & λ

total heat trans ال بهاد body of gas sys

① عملت envelope على ال gas ودرست ال heat & mass passing through.

② عملنا على ال liq something trans from liq سواء heat أو mass.

③ لو عملنا على ال total when adia ماكو heat flux outside the sys econd term is the enthalpy of the transferred vapor

$$\text{Rate in} - \text{rate out} = \text{heat-transfer rate}$$

$$- G_S'(H' + dH') + (G_S'\, dY')[C_A(t_G - t_0) + \lambda_0] = h_G' a_H (t_G - t_i)\, dZ$$

$$C_B(t_G - t_0) + Y'[C_A(t_G - t_0) + \lambda_0] = C_S(t - t_0) + Y'\lambda_0$$

$$= C_S dt + \lambda_0 dY'$$

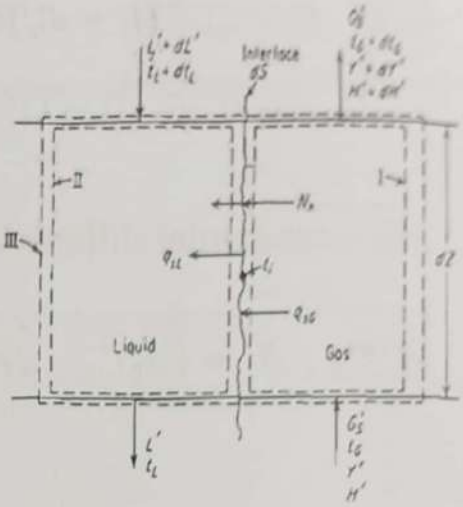
↳ humid heat

$\frac{dy}{dx} = \lim_{\Delta x \to 0} y_i - y_{i-1}$

عملناها على

ال ΔH

$$\boxed{G_S' C_S\, dt_G = h_G' a_H (t_G - t_i)\, dZ}$$



H' = H of gas + H of liq

H of gas: Cp ΔT (single phase)

H of liq: Y → ماي بالنسبة لل gas based on percen معينة من ال humid أو ال man fraction قديش كمية مي بكل عينة من dry gas ماي تأخذ λ و sensi

* بنزبط المعادلة وبنعمل تكامل

$\int_0^{\text{final } t} dt$, $\int_0^{\text{final } Z} dZ$

بقدر أطلع شو ارتفاع ال tower يلي بحتاجه لنقلل حرارة الغاز من ال in 45 مثلاً ل 13 out (بدنا نعمل تكامل)

وهاد هو ال design

هون عملنا على ال G وراح نعمل على ال liq وال total

dH' → معدل تغير ال enthalpy

بال gas يعني حرارة ال gas بين ال in وال out هو ناتج عن معدل تغير الحرارة بين ال in وال out لهاد الغاز ل Gs dt وتغير ال humi

اذا بين in & out كانت dH' const معناها زيادة ال dY

بيصاحبه نقصان بال dt وهاد يلي خلى الغاز يبرد نتيجة

ال exchange of water بحيث ال cooling tower

ليعمل cooling بناءً على زيادة ال hum

of body of g by dec Temp وكلما زاد ال Y كلما قلت الحرارة بين

ال in وال out لهاد الغاز على ثبات ال enthalpy

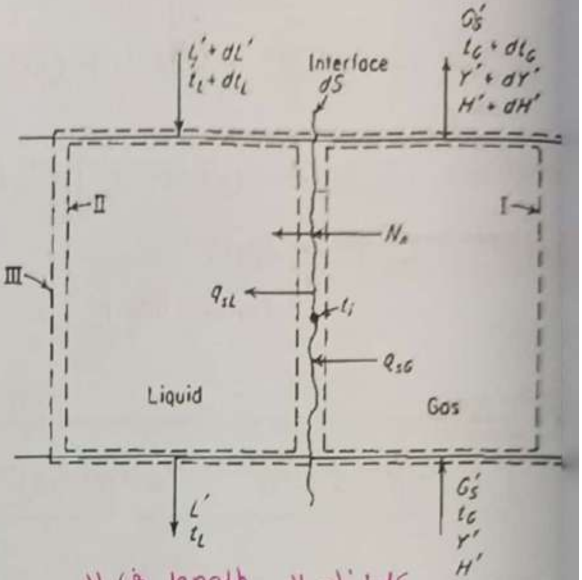
عندي liq داخل و liq طالع و energy trans بين ال interface

Envelope II:

ما بنقدر نشيل الـ H ابسلنا من الـ in و الـ out لأنها function of

Rate enthalpy in $= (L' + dL')C_{A,L}(t_L + dt_L - t_0) + (-G'_S\, dY')C_{A,L}(t_i - t_0)$

Rate enthalpy out $= L'C_{A,L}(t_L - t_0)$



Rate out = rate in + heat-transfer rate

$$L'C_{A,L}(t_L - t_0) = (L' + dL')C_{A,L}(t_L + dt_L - t_0) -$$
$$(G'_S\, dY')C_{A,L}(t_i - t_0) + h_L a_H (t_i - t_L)\, dZ$$

the second-order differential $dY'\, dt_L$ ignored

$$\boxed{L'C_{A,L}\, dt_L = (G'_S C_{A,L}\, dY' - h_L a_H\, dZ)(t_i - t_L)}$$

كلما زاد ال length في ال dis column ال eff أكبر أو ال recovery أكبر

* كلما تبخرت المي أكثر كلما بردت أكثر وهي بحالها المي تتبخر أو هي بحليني أنزل حرارة الي :-

① أرفع ال tower h لأنه كلما زاد ال length لل tower كلما صار contact أكثر و بردت المي أكثر (contact بين ال g و ال L أكبر يعني tower عالي .

② the capacity of that air to accomidate water diff between inlet air H & outlet . هو بيكون طالع قريب ال sat. لكن المشكلة ال inlet H air كلما كان ال air داخل بـ H عالية كلما كان ال effect of driving force جاي من ال air قليل بإذاً بحتاج أزيد ال humi لل tower عشان to accomidate diff in T required .

⇐ عشان الأردن ال cooling tower بيكون eff أكثر من الي بالسعودية ، الهواء رطب معناها مش eff لأن ال driving f قليلة في الخليج بالنسبة لل humi

← عندي stages optimum level عشان يكون ال cooling tower فعال بنقدر نرفعها لـ 4 أطوال أو 5 لكن بنوصل لمرحلة no longer ال h يكون eff ، أنا قاعد بدخل dry air على contact بأول مرة وارتفعت ال humi من 0 لـ 20٪ بالمتر الثاني صارت 55٪ (صار contact أكثر) بالمتر الخامس صار 100٪ بالمتر السابع ما فيه فايدة إنت ما حطط extra fixed capital investment على اشي مش مستفيد منه لهيك برفع ال cooling tower لحد معين الي استفيد منه 6 الرطوبة تبعت الجو الي داخل بنقدر أنزلها لل zero بس هاد no feasable لأن بدي هواء رطوبته عالية كمادة العواد الي بدخله و بستخدمه زي ما هو ، إذا ال eff لل cooling tower can't cont to max dis required ممكن بالأردن حرارة المي 35 ننزلها لـ 13 بكثرا بنزلوها للصفر بالخليج ما بنترك أقل من 35 لهيك the pumping water more than ال water ال pumped في الأردن

Real case , L & g at the same time

e III:

$$\text{Rate enthalpy in} = G_S'H' + (L' + dL')C_{A,L}(t_L + dt_L - t_0)$$

$$\text{Rate enthalpy out} = L'C_{A,L}(t_L - t_0) + G_S'(H' + dH')$$

$$\text{Rate in} = \text{rate out (adiabatic operation)}$$

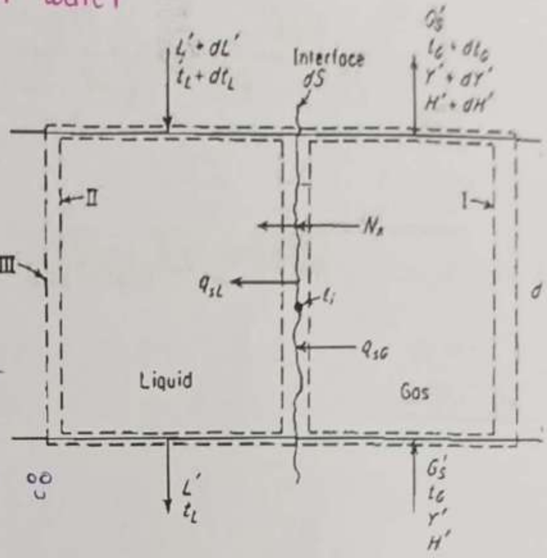
$$+(L' + dL')C_{A,L}(t_L + dt_L - t_0) = L'C_{A,L}(t_L - t_0) + G_S'(H' + dH')$$

represent water

$$\boxed{{}_{,L}\, dt_L = G_S'\{C_S\, dt_G + [C_A(t_G - t_0) - C_{A,L}(t_L - t_0) + \lambda_0]\, dY'\}}$$

specific heat water ب liq phase بال

قديش mass of water per mass of dry gas



* لو pure L ال level بكون أعلى

$1m^3$ مي و أمررها على tube عشان لما يكون

$1m^3$ و $10\,m^3$ هواء ال size راح يكون أعلى

based على ال liq هاد not feasable أما لل y

fesable بس في شوية error

Water cooling with air

$$\int_{H_1'}^{H_2'} \frac{dH'}{H_i' - H'} = \frac{k_Y a}{G_S'} \int_0^Z dZ = \frac{k_Y a Z}{G_S'}$$

$$\int_{H_1'}^{H_2'} \frac{dH'}{H_i' - H'} = \frac{H_2' - H_1'}{(H_i' - H')_{av}} = N_{tG}$$

$$Z = H_{tG} N_{tG}$$

Topic 3.5. Design of cooling tower

Last lecture

- ✓ Psychrometric (humidity) terminology
- ✓ Plot processes on a psychrometric chart and analyze processes

This lecture

- ✓ humidity of mixed streams
- ✓ Gas-liquid contact operation

The content of this topic was obtained from notes of Professor Zayed Hammouri, ChE-UoJ

Fundamental relations for adiabatic operations

$$N_A M_A a_M \, dZ = -G_S' \, dY' = M_A F_G \left(\ln \frac{1 - \bar{p}_{A,i}/p_t}{1 - p_{A,G}/p_t} \right) a_M \, dZ$$

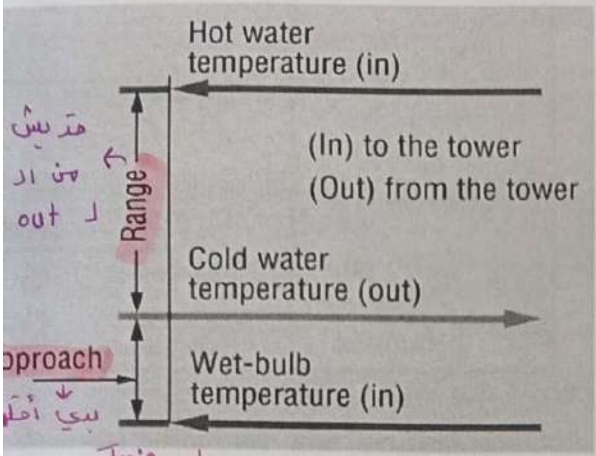
gas ← 1 $$\boxed{-G_S' C_S \, dt_G = h_G' a_H (t_G - t_i) \, dZ}$$

liq ← 2 $$\boxed{L' C_{A,L} \, dt_L = (G_S' C_{A,L} \, dY' - h_L a_H \, dZ)(t_i - t_L)}$$

← 3 $$\boxed{L' C_{A,L} \, dt_L = G_S' \{ C_S \, dt_G + [C_A (t_G - t_0) - C_{A,L}(t_L - t_0) + \lambda_0] \, dY' \}}$$

gas & liq sys

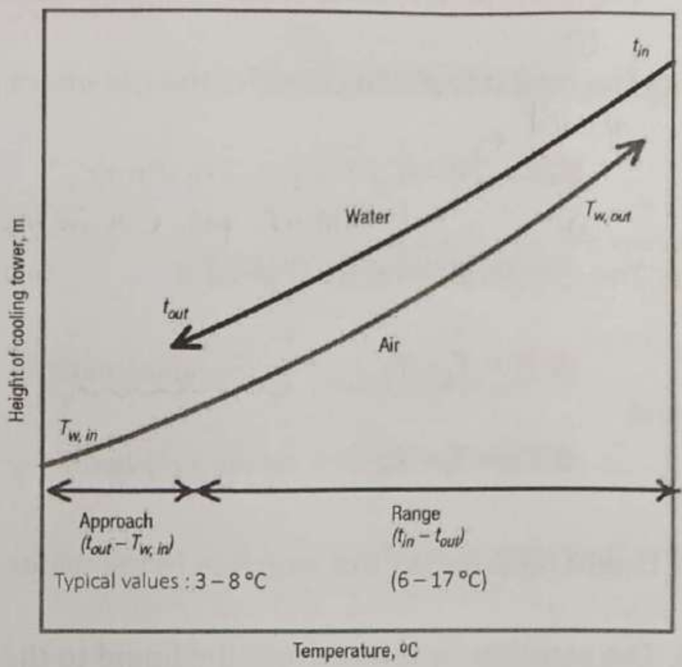
erformance parameters in cooling towers



متريش من ال out ل

بيي أقل

Tmin ل that can be achieve



$$\text{ectivness} = \frac{\textbf{Range}}{\textbf{Range + Approach}} \times 100$$

in reality مابوصل

إذا ال app = 0 يعني ال eff بتكون 100% ، app = 0 يعني وصلنا لل wet

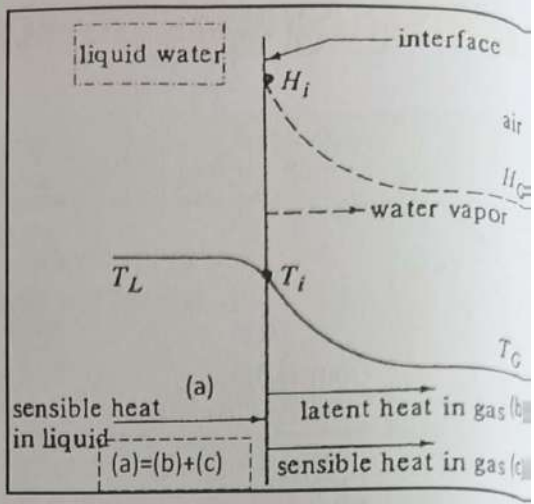
كاملة حار

range ، T ال هي أوصلها بدي يلي para ال cooling tower حتى أصمم *
ال Thot بدي أوصلها لأبرد درجة حرارة ممكن لهاي الميا يلي هي ال dew point أو wet temp إذا كان (water air sys) ، مثلاً واحد 35 نزلها ل 22 وواحد نزلت ل 20 يعني ال eff صارت أحسن ، يلي بتحكم بال eff هو ال contact بين ال water وال air كلما كان contact أفضل كلما تكسرت قطرات الميا بحيث تكون أسهل للتبخر (الميا تتبخر من ال external surface).

* factors → يلي بيتحكموا بال app

1. surface area.
2. ratio of flow rate of g & L (L/G)
3. Inlet gas & L Temp.

لما بدي نصمم cooling tower في نا Top ، في نا bottom ، ال Top ال liq مثلاً جاي ب 35 هاد لما نعمل exchange مع ال g يعني أنا صار قريب من ال sat'd ال liq exchange sens. وال gas ← exchange sen & λ



Temperature and humidity (concen… profiles at the top of the cooling tower

- There is no driving force for mass transfer in the liquid phase, since water is a pure liquid.

①

- The humidity driving force in the gas phase is

at sat'd

$$\Delta H = (H_i - H_G) \quad kg\ H_2O/kg\ dry\ air$$

② hum of gas (يلي طالع من ال column)

- The temperature driving force is

$$\Delta T_L = T_L - T_i \quad \textit{in the liquid phase}$$

and

$$\Delta T_G = T_i - T_G \quad \textit{in the gas phase.}$$

- Latent heat leaves the interface in the water vapor, diffusing to the gas phase.

- The sensible heat flow from the liquid to the interface equals the sensible heat flow in t… plus the latent heat flow in the gas

$\Delta H = H_i - H_G$

لو هاي وصلت لا ← $\Delta H = 0$ معناها sat'd

بالتالي ال eff لل tower

في ال top مش زي يلي في ال bottom لأن تحت عندي fresh air

$\Delta H \downarrow$ بالتالي : eff ↑ في ال top

ال eff قريب ال zero ← عشان ال eff

في ال tower نفسه متغيرة على ال packing

tower منهم تكامل ::

driving force

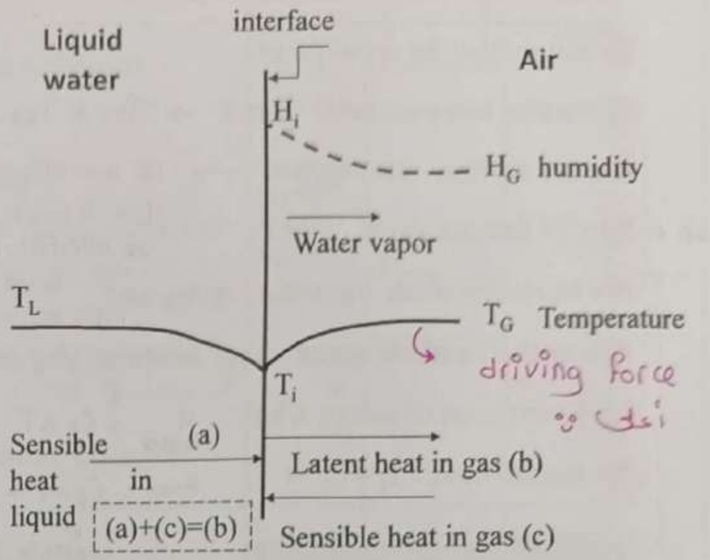
humidity

T

أبرد نقطة في ال liq هي ال interface مكان ما على contact مع ال gas

* لما الغاز تكون حرارة عالية can acomidate humidity أعلى والغاز الداخل بحرارة باردة ال humi كلما يلي بتحملها أعلى بالتالي T of gas is factor

- In the lower part of the tower,
  - The bulk water temperature (T_L) my be below the dry bulb temperature (T_G).
  - Then, the direction of sensible heat flow is reversed.



Temperature and humidity (concentration) profiles at the bottom of the cooling tower

* At top, diff in humidity equal zero, At bottom diff in T equal zero

ال Temp النازل أبرد من الداخل ال driving F بين ال T ال liq
عند آخر نقطة وال interface صار قريب

وحدة بتقلل ال eff في ال top ووحدة بتقللها في ال bottom بالتالي
في compination بين حدود ال 2 factor بعطينا ال max eff يلي بنحتاجها

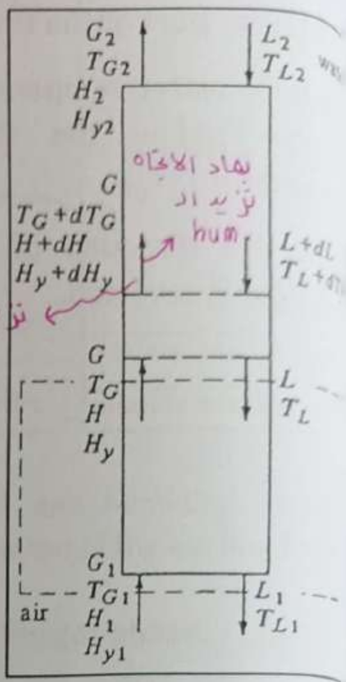
→ optimum length of tower, not nesesarly have a short cooling tower an eff & not nexearly have a longer cooling tower an eff, for my cond

في الأردن ال ← cooling tower الارتفاع بكون 3.6m في السعودية 2.5m
في كثير مختلف بالتالي حسب ال condition الحواد ور هو بته نؤثر :.

* ال liq داخل وطالع بنفس ال flowrate لأن نسبة صغيرة انتقلت للغاز
بتقدر نهملها ، ال θ الداخل بـ H معينة تكون أقل ما يمكن عشان ال eff لـ
tower تكون أكبر ما يمكن وداخل بـ G ثابتة وطالع بـ rand آخر ، البخار عندي Han of w
من ال liq لـ g وحيث ال H تزيد ح إضافة الماء .

Continuous countercurrent adiabatic water cooling

- L = water flow, kg water/s·m² — أبرد
- T_L = water temperature, °C or K → $T_{L1} < T_{L2}$ — إذا دخل مي بتتغير
- G = dry air flow rate, kg/s·m² → no water
- bulk ← T_G = air temperature, °C or K → منها بقدر أعرف ال H ال ... وال H على ال interface من
- H = Humidity of air, kg water/kg dry air* — ال chart على T_G بطلع عند ال 100% وبكون
- H_y = enthalpy of air-water vapor mixture, J/kg dry air — تزيد لنوصل لمرحلة توصل لل sat'd وبعدها ال column بصير useless
- λ_0 = latent heat of water, J/kg — $H_{water} = C_p \Delta T$
- c_S = humid heat = $c_L + c_G{*}H$ — $H_{gas} = C_p\Delta T + \lambda$ (sensible heat)



The enthalpy, H_y given by:

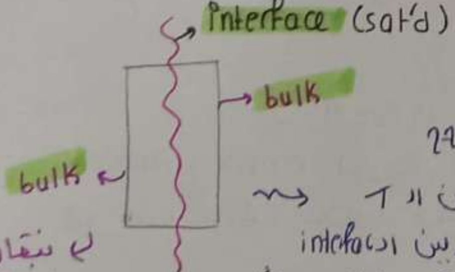
entholpy function of T & H

$$\boxed{\begin{aligned} H_y &= c_s(T-T_o)+H\lambda_o \\ &= (1.005+1.88H)10^3(T-0)+2.501\times10^6 H \end{aligned}}$$

*Humidity, H can be retrieved from the humidity chart

* شو ال length يلي ممكن أوصله لأوصل لمرحلة ال use less :- ؟
كلما كانت ال driving force لل H الداخلة وال H عند أي موقع عالية ال
trans of max بكون أعلى بالتالي ال degree of cooling أعلى بالتالي بتوقع في مكان
ما في ال column ال driving force أعلى ما يمكن بالتالي ال eff أعلى ما يمكن

← في ال Bottom ← ال eff مش منيحة لأن ال T لل water وصلت لمرحلة
إنه ما بتزيد أكثر من هيك ، في ال Top ← ال eff مش منيحة ال H لل air
وصل ل level معين no longer to acomidate w بالتالي التبريد غير كافي
↓
لا فوق كافي ولا تحت كافي بيجي في مكان بالنص
بكون max ؟



ال driving F بين ال H
إذا بدي أحكي gas وبين ال T ⟶
إذا بدي أحكي liq (بين ال interface
وال bulk بتكون متغيرة عشان هيك
عنا تكامل ؟

لـ بتقارن bulk
سواء (L & g)
مع ال interface
يلي بكون sat'd
؟

Assumptions

const لأن سنبة الي بي راحت قليلة
بالتالي مهمل ::

i. Flow rate of gas and liquid water is assumed constant since only a small water evaporated (1-5%).

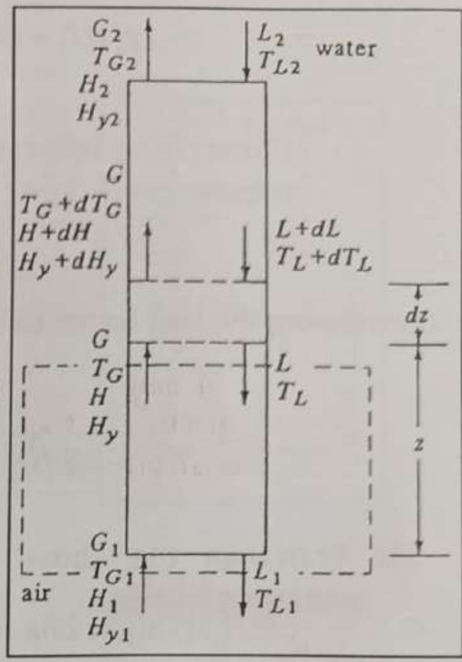
ii. c_L is assumed constant at $C_L = 4.187 \times 10^3$ J/kg·K

الحرارة يلي منشرها الـ liq والـ gas راحت للي بي بتحرك الغاز داخل
بحرارة عالية راح يبرد وبنفس الوقت الـ liq دخل بحرارة عالية ونزل الـ

Perform the energy/heat balance:

Heat emitted = Heat absorbed

Tdiff نحو الـ
mols بتحرك منها
الي دهارت vap ::



) Heat balance for dashed line box making a heat balance for the *dz* column height :

Total sensible heat transferred from bulk fluid to interface;

$$Lc_L\, dT_L = G\, dH_y = h_L\, a\, dz\, (T_L - T_i)$$

بدي
diff change

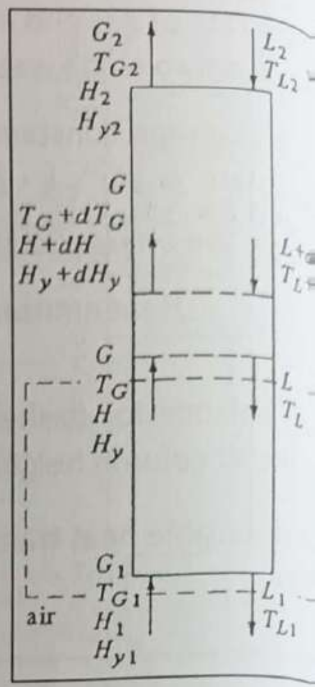
area per unit volume of backing ::

convective flux of heat

$$Lc_L\, dT_L = G\, dH_y = h_L \cdot a \cdot dz\, (T_L - T_i)$$

h_L: Liquid phase volumetric heat transfer coefficient

$a = A/V\ (m^2/m^3)$



Considering the two terms to left, Integration

T_{L1} & H_{y1} → known

at any given location

$$\boxed{G(H_y - H_{y1}) = Lc_L (T_L - T_{L1})}$$

over all علاقة بين ال inlet مع أي cond جوا ال tank

➤ Rearrange the above Eq. to have the following **operating line Eq.**:

أنا بقدر أحدد بال design بتعي ••

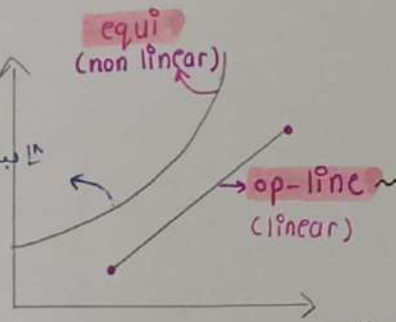
$$\boxed{H_y = (H_{y1} - T_{L1}\frac{Lc_L}{G}) + \frac{Lc_L}{G} T_L}$$

intercept — slope — x-axis

y-axis (enthalpy at any given location within the column) ••

→ linear relation

•• * at any given T
بروح على ال sat'n
و بشوف ال enthalpy
من ال chart



الإشي اللي ما بقدر أغير فيه بالنسبة لل water - air sys

إذا بدي أعدل بغير بهاد design
اما بغير ال slope
أو بغير ال length للخط !؟ ••

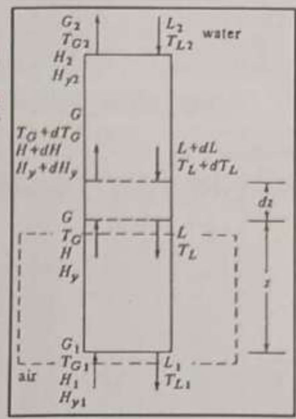
1 بلش الخط من T_{L1} , H_{Y1} وانتهى عند ال Top عند T_{L2} , H_{Y2} , T_{L2} معكى تكون 45 , 55 وال T_{L1} يلي هي my desired T بدي أغيرها . اذا أكبر ال op line أقصر بالتالي stages أقل , وكلما زاد ال diff بين ال T_{L1} و T_{L2} ال length أطول و stages أكبر بالتالي بحتاج eff process لأوصل لبدي اياه ••.

2 ال slope (L/G) كلما كانت عالية ال eff مش منيحة عاليكون L كبيرة وبدي أبرد , والغاز الطالع ال 27 مش كثير يعني بشبع بسرعة وبصير sat يعني slope أكبر بالتالي بكون أقرب لل equi يعني ال diff بين ال equi , ال op قليل , وال eff ↓ بينما لو ال L أقل راح نخسر بس اني تطلع خريزر ؛ ال op line كلما كان أبعد عن ال equi أفضل لأن ال eff↑ واحتجنا length أقل .

'hen plotted on a chart of H_y versus T_L, this Equation is a straight line

$$\text{Intercept} = H_{y1} - T_{L1}\frac{Lc_L}{G} \quad ; \quad \text{Slope} = \frac{Lc_L}{G}$$

على الأغلب const
هيك يلي
يؤثر في ال eff
(L/G)
حالهم :)



Also, making an overall heat balance over both ends of the tower,

$$G\,(H_{y2} - H_{y1}) = Lc_L(T_{L2} - T_{L1})$$

› draw the operating line we need either two points or one point and slope (Lc_L/G).

1. Draw the equilibrium curve: the enthalpy of saturated air versus the dew temperature T_L using:

$$\boxed{H_{yi} = c_S(T_L - T_0) + H_i \lambda_0}$$

where the T_0 is the base temperature: T_0 =0 °C : λ_0 = 2502.3 kJ/kg water

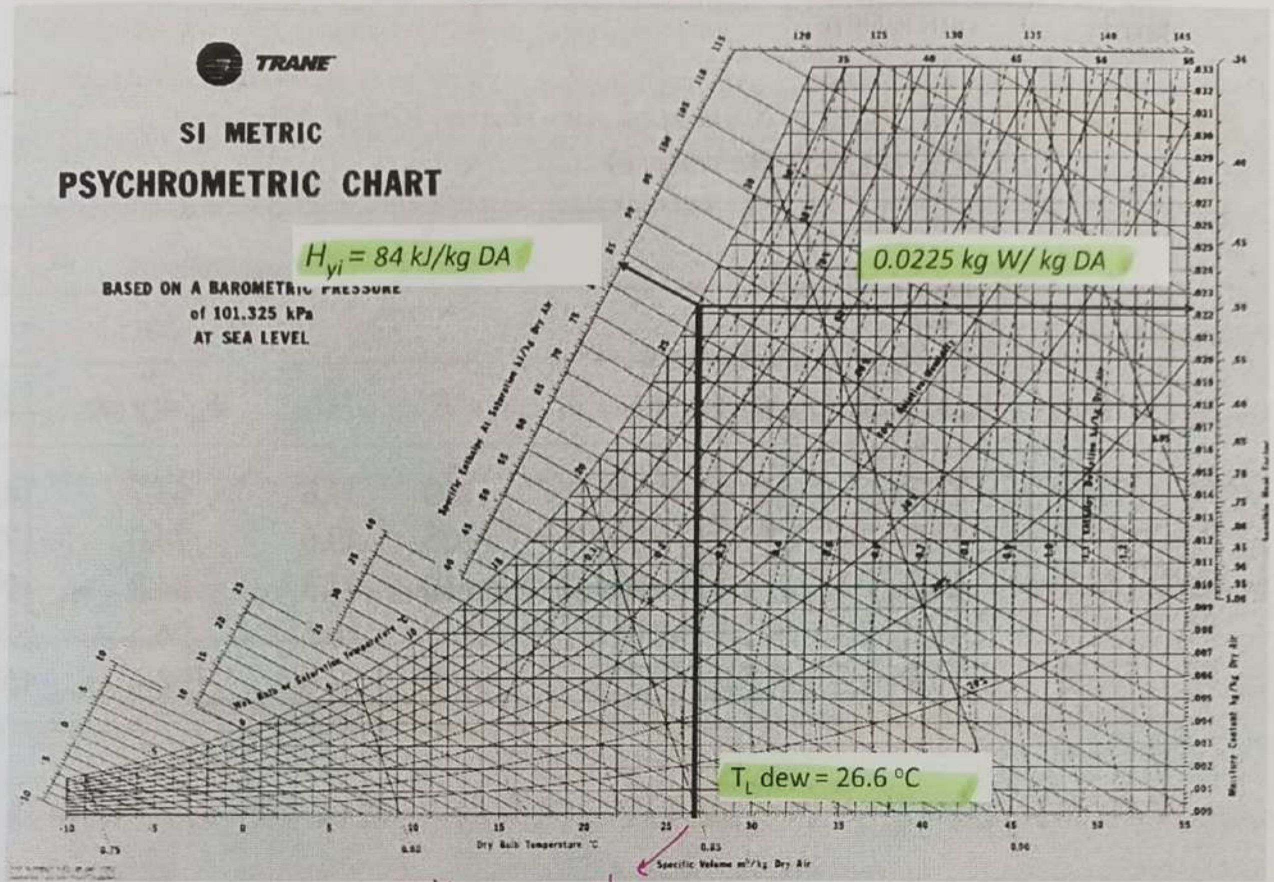
T_0 =32 °F : λ_0 = 1075.8 Btu/lbm water

$$\boxed{\begin{aligned} c_S &= 1.005 + 1.88 H_i \text{; kJ/(kg dry air.K)} \\ &= 0.24 + 0.45 H_i \text{; btu/(lbm dry air.°F)} \end{aligned}}$$

Enthalpy; $H_{yi} = (1.005 + 1.88\, H_i) \times 10^3\, (T - 0) + 2.501 \times 10^6\, H_i$ J/kg

H_i is the saturated humidity picked up from the psychrometric chart at T_L.

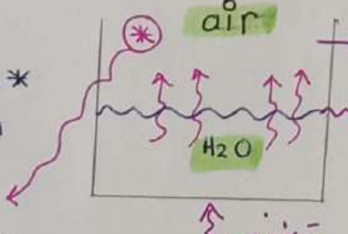
* دايمًا ال interface بكون saturation



بطلع عند ال 100%

sat وبتكون ال Hyi وال humi ∴

$P_{of\ air} = P_{total}$ ← يعني ← * Patm



(*) → P_i^*

sat'd

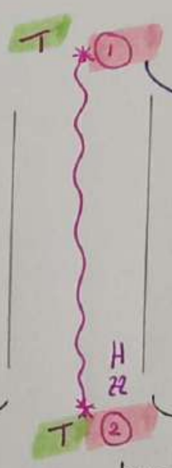
* ما عندي رطوبة في الخارج

عند هاي النقطة ال Pair لا يساوي ال total

تسخين

على هاد ال interface ال Partial P of vap هنا

$[P_{iv} = P_v^*]$ ← كل لي طالع sat'd



T ①

هون sat'd يلي هو غير عن يلي تحتا لأن كل وحدة على T مختلفة

T ②

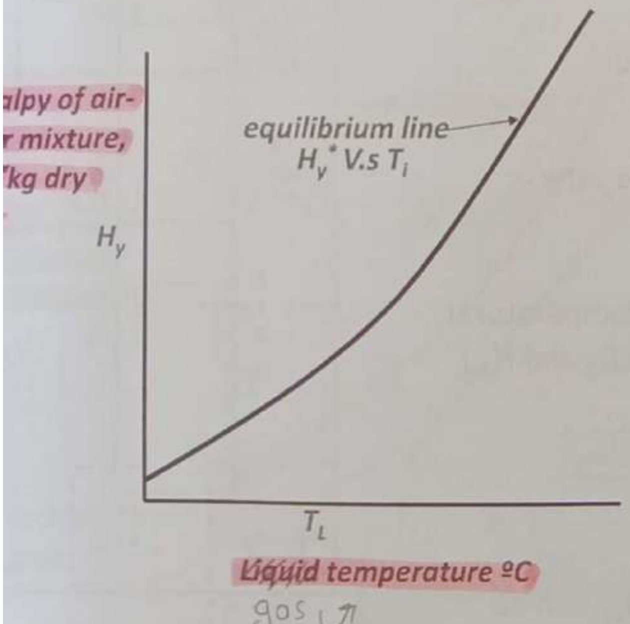
sat'd cond ال ← في ال column ثابت

نفس ال diff بين ال hum عند ال bulk مع ال hum يلي عند ال sat'd

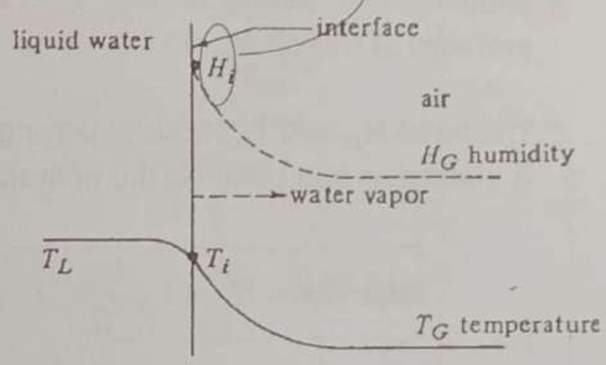
في حال بدنا شي نستخدم
correlation أو chart

TABLE 10.5-1. *Enthalpies of Saturated Air–Water Vapor Mixtures (0°C Base Temperature)*

T_L		H_y		T_L		H_y	
		$\frac{btu}{lb_m \text{ dry air}}$	$\frac{J}{kg \text{ dry air}}$			$\frac{btu}{lb_m \text{ dry air}}$	$\frac{J}{kg \text{ d}}$
°F	°C			°F	°C		
60	15.6	18.78	43.68×10^3	100	37.8	63.7	148.2
80	26.7	36.1	84.0×10^3	105	40.6	74.0	172.1
85	29.4	41.8	97.2×10^3	110	43.3	84.8	197.2
90	32.2	48.2	112.1×10^3	115	46.1	96.5	224.5
95	35.0	55.4	128.9×10^3	140	60.0	198.4	461.5

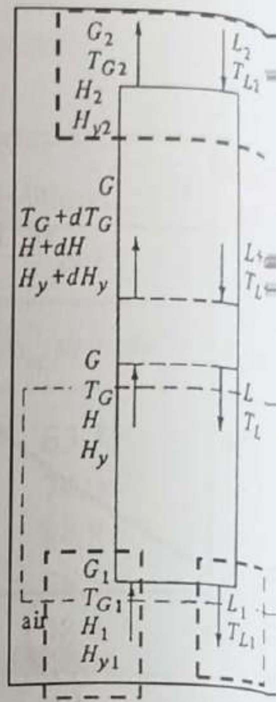


$$\boxed{H_{yi} = c_S(T_i - T_0) + H_i\lambda_0}$$



➢ **Draw the operating line Equation**

$$\boxed{H_y = (H_{y1} - T_{L1}\frac{Lc_L}{G}) + \frac{Lc_L}{G}T_L}$$

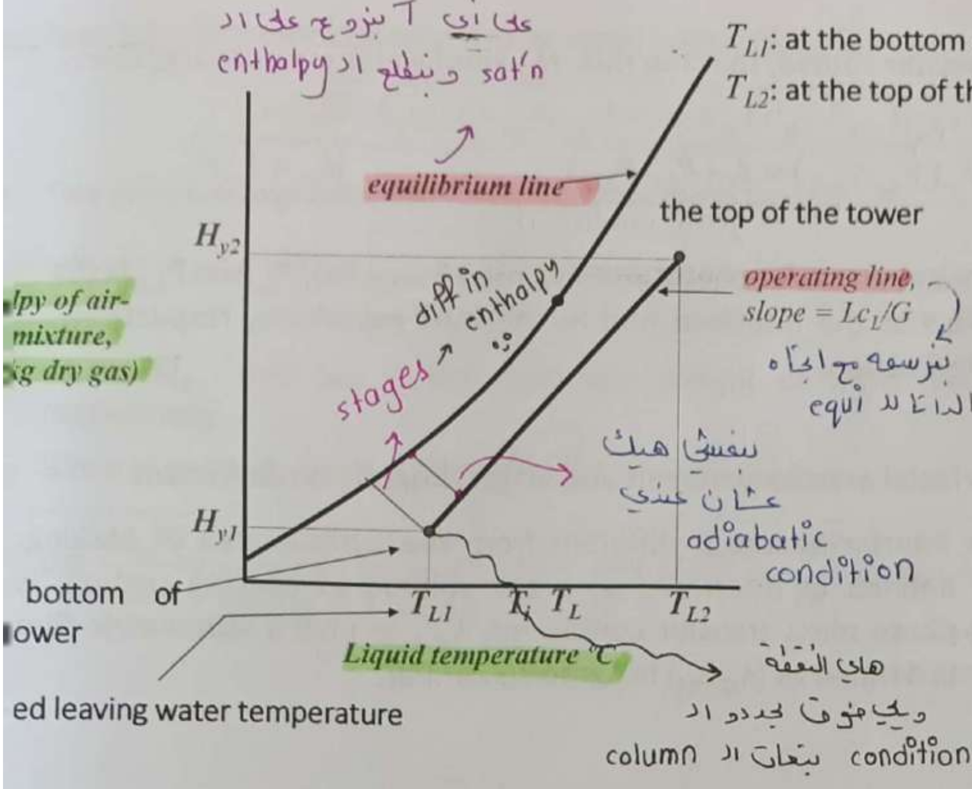


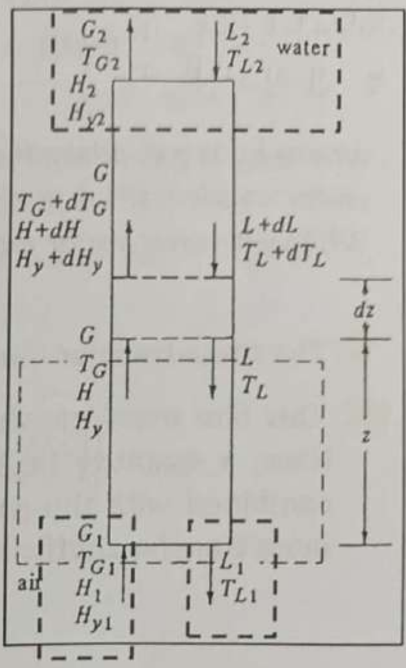
- Knowing the entering air conditions T_{G1} and H_1, the enthalpy of this air H_{y1} is calculated

- The point H_{y1} and T_{L1} (desired leaving water temperature) is plotted as one point on the operating line (T_{L1} and H_{y1})

$$\boxed{\text{Intercept} = H_{y1} - T_{L1}\frac{Lc_L}{G} \quad ; \quad \text{Slope} = \frac{Lc_L}{G}}$$

- Knowing T_{G2} and H_2, the enthalpy of this air H_{y2} can be also calculated and the point (T_{L2} and H_{y2}) is plotted as a second point on the operating line





* عشان أرسم ال op line بحتاج نقطتين نقطة البداية (T_{L1}, H_{y1}) ونقطة النهاية (T_{L2}, H_{y2}) إذا معروفات ، أحيانًا عندي إياهم وبدي أعرف ال length وأحيانًا T_{L2} مش معروفة واللي في معروف هو ال length بهاي الحالة عشان أرسم بدي نقطة البداية مع slope ، عشان أرسم يا بدي نقطتين يا بدي نقطة مع slope ؟؟ .

* الفرق بين أي نقطتين على ال adiabatic (//) مختلف حسب ال eff لل column البداية ال water داخل ال T عالية يعني ال eff لل cooling في ال top عالية ، عليه ال cooling تعتمد على قديش مي تنتقل من ال liq لل gas حسب ال ΔT انتقلت ككل based on heat transfer انتقلت كمية مي من ال liq في ال top إلى ال gas كما كان عندي ال cooling أعلى وكلما انتقلت كمية جدًا ما فيه driving force للغاز بين في لل liq لأن ال g مش مستوعب ΔT بالتالي ما فيه cooling eff (gas phase resis ↑) (eff ↓) ، في ال bottom الغاز داخل بحرارة عالية و ΔT قليلة بالتالي قدرته على إنه يستوعب كمية مي كبيرة منيحة بالتالي ال driving F بال g عالية ، ال liq لو بدي مثلًا أنزل حرارته من 45 ل 15 لما اللي تطلع من ال tower وهي واصلة ال 15 لي بدي إياها بالتالي ال driving F بين ال T at end وال target T قليلة يعني ال driving F من ال liq لتتغير الي قليلة (liq phase resi ↑) (eff ↓) ← عشان هيك ال eff بتكون أعلى ما بين ال top وال bottom

لو كان هيك
خط ال equi معناها
مساحة مستطيل وبحسب A
بس عنا مش متساوية لهيك
نعمل numi integ ؟؟

- We know from **mass transfer course,** that the flux, N_A, kmol water evaporating/s.m

at sat'n

ال flux إما بدلالة ال P أو ال y ::

$$\boxed{N_A = k_y(y_{A,i} - y_{A,G}) = k_G(P_{A,i} - P_{A,G})} \qquad \boxed{k_y = k_G P}$$

at given condition

where k_G is gas-phase film mass transfer coefficient in kgmol/(s.m^2.Pa), $P_{A,i}$ and $P_{A,G}$ is water vapor partial pressure at the interface and in the bulk gas-phase, respectiv. While y is water vapor mole fraction.

- The **mass-transfer interfacial area** between air and water droplets **is not known**.
- This film mass-transfer interfacial area is different from the surface area of pac. Here, **a quantity (a_M)**, defined as interfacial area per volume of packing sectio combined with the gas-phase mass transfer coefficient, k_G , to give a **volumetric mass transfer coefficients** defined as (**k_G a_M**) in kgmol/(s.m^3.Pa).

* كمية الماء يلي انتقلت من ال liq إلى ال gas تعتمد على ال flux يلي وهاد ال flux يعتمد على ال driving F حتى بس عندي mole fraction يلي على ال interface with respect لل mole fraction يلي at the body of gas إذا كان كبير ال flux عالي .

* على ال top ما يعني يبخر من الماء وطالعة من الغاز بالتالي الغاز at top بيصير قريب من الإشباع بالتالي ال drivingf $(y_{Ai} - y_{AG})$ بتكون zero بالتالي ال flux يكون zero يعني ما في heat & mass transfer بين ال 2phases .

- Now the volumetric diffusion rate of water vapor, $N_{A,vol}$ is:

$$\boxed{N_{A,vol} = k_y a_M (y_{A,i} - y_{A,G}) = k_G a_M (P_{A,i} - P_{A,G})}$$ → بدي أعيد كتابة ال NA بدلالة ال H لأنه أسهل من قياس ال y (صعب أقيسه كل مرة أما ال H في ~~متاح~~ جهاز أقيسه ☺

- **The relationship between humidity and mole fraction is:**

علاقة ال y بال H ← $$\boxed{y = \frac{H/M_A}{1/M_B + H/M_A}}$$

- where M_A and M_B is the molecular weight of water vapor and air, respectively.
- Since H is small, an approximation of the relationship is:

$$\boxed{y \cong \frac{M_B H}{M_A}} \quad \boxed{N_{A,vol} = k_y a_M (y_{A,i} - y_{A,G})} \rightarrow \boxed{N_{A,vol} = \frac{M_B}{M_A} k_y a_M (H_i - H_G)}$$

based on volumetric Flowrate ☺

H_i is the humidity of the gas at the interface in kg water/kg dry air, and

H_G is the humidity of the gas in the bulk gas phase in kg water/kg dry air

Note that $$M_B\, k_y\, a_M = k_H\, a_M$$

بقدر أعدل MB

كمية الـ enthalpy

يلي انتقلت من الـ

sensible heat من الـ liq لـ

علاقة كمية الـ enthalpy

يلي انتقلت من الغاز خلال متحولات

اللي بتخزنت ::

$k_G\, a_M$ [=] kgmol/(s.m^3.Pa)

$k_H\, a_M$ [=] kg/(s.m^3)

$k_y\, a_M$ [=] kgmol/(s.m^3)

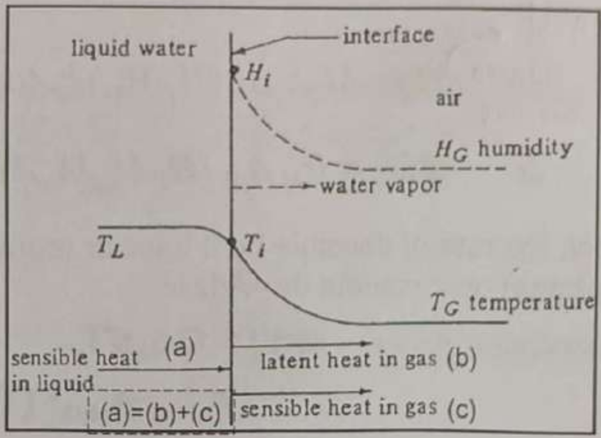
بس أربطوا
المعادلات بال
dQ
م

$$Lc_L dT_L = G dH_y = h_L \cdot a \cdot dz (T_L - T_i)$$

Liquid phase volumetric heat transfer coefficient

$a = A/V$ (m^2/m^3)

Temperature and concentration profiles



- The sensible heat flow from the liquid to the interface = the sensible heat flow in the gas + the latent heat flow in the gas

$$\boxed{(a) = (b) + (c)}$$

The latent heat in the water vapor being transferred over volume dv=Adz height column is:

mole per unit volume per unit time

mass flux بس أدبغها باد ← $dQ_\lambda = N_{A,vol}\lambda_0 M_A dV$ → $N_A * dV$ → total mole * M_A → total mass * λ → total en

$dV = dzA$

$N_{A,vol} = M_B k_y a_M (H_i - H_G)/M_A$

function of diff H between gas & interface

$dQ_\lambda = M_B k_y a_M (H_i - H_G)\lambda_0 A dz$

or $\boldsymbol{dQ_\lambda = k_H a_M (H_i - H_G)\lambda_o A dz}$

Further, the rate of sensible heat transfer (**convective heat transfer rate in gas phase)** over volume dv =Adz is:

$$dq_s = Gc_s dT_G$$

$$= h_G \cdot a_{H,G} \cdot (T_i - T_G) \cdot dz$$

* The diff change in energy between two diff location within that tower

لها علاقة بـ :-

1. diff in H & length.
2. Func of mass flux coeff K

قدرة الي بتبخر بـ λ معينة ، كل solvent له λ خاصة
فيه هيك على نفس الـ condition كل solvent له قدرة
على التبريد غير عن الـ solvent الثانية .

* لما أول ما يدخل الهواء بـ Hy قليلة وحرارة عالية وال liq بارد بتجزء قليل at interface
معناها diff عالي اذا ال eff عالية ال diff بكون قليل لما الهواء يصير full sat'd
بالتالي with water no longer exchange sensi & λ ال Hy قريبة لل Hyi .

total energy

related to λ

$$\mathbf{dQ= dQ_\lambda+dq_s}$$

related to sensible heat

$$\boxed{dq = \frac{dQ}{A} = \left[M_B k_y a_M (H_i\text{-}H_G)\lambda_0 + h_G a_{H,G}(T_i\text{-}T_G)\right]dz}$$

هاد تفسير ليش أو متى ال Hyi وال Hy بكونوا قراب من بعض
↓
تابع للسلايد يلي ورا ؟؟
↓
قراب يعني drivingF قليلة ال op قريب من ال equ ؟؟

✓ *Keep in mind that* $\boxed{dq= h_L a_{H,L}(T_L\text{-}T_i)dz}$ → ال liq بس sensible فيه heat λ ماشي

➤ It is found that for water vapor-air mixture the experimental value of which is called the **psychrometric ratio** is closed to **humid heat** c_S:

$$(h_G a_{H,G}/M_B k_y a_M)$$

$$\boxed{c_S \cong \frac{h_G a_{H,G}}{M_B k_y a_M}} \xrightarrow{\boxed{k_y = k_G P}} \boxed{c_S \cong \frac{h_G a_{H,G}}{M_B P k_G a_M}}$$ **(Lewis relation)**

heat

ratio of heat & mass

mass

- Using the above Lewis relation:

$$\boxed{dq = \left[M_B k_y a_M (H_i - H_G)\lambda_0 + h_G a_{H,G}(T_i - T_G)\right]dz}$$

$$\boxed{c_S \cong \frac{h_G a_{H,G}}{M_B P k_G a_M}}$$

بدي أمثلي هاي
with respect لمعادلة
to ref point
T_0 (عادة 0
25 C ,

$$\boxed{dq = M_B P k_G a_M \left[H_i \lambda_0 + c_S T_i - (c_S T_G + \lambda_0 H_G)\right]dz}$$

- **Adding and subtracting $c_S T_0$ inside the bracket of the above Eq.:**

$$\boxed{dq = M_B P k_G a_M \left[c_S (T_i - T_0) + H_i \lambda_0 - (c_S (T_G - T_0) + \lambda_0 H_G)\right]dz}$$

enthalpy of water at interfac (sensi & λ)

enthalpy at bulk in gas phax (sensi & λ)

* إذا الفرق بين ال sensi وال λ وال bulk كبير يعني في heat trans كبيرة
بالتالي cooling أحسن

$$\boxed{H_y = c_S(T_G - T_0) + \lambda_0 H_G}$$ Enthalpy of water vapor-air mixture at T_G

$$\boxed{H_{yi} = c_S(T_i - T_0) + H_i \lambda_0}$$ Enthalpy of water vapor-air mixture at T_i

$$\longrightarrow \quad \boxed{dq = M_B P k_G a_M \left[H_{yi} - H_y\right] dz}$$

But $\boxed{dq = G dH_y}$

$$\longrightarrow \quad \boxed{Z = \frac{G}{M_B P k_G a_M} \int_{H_{y1}}^{H_{y2}} \frac{dH_y}{H_{yi} - H_y}}$$ **Design Eq. of the cooling tower**

فصلنا و أعدنا ترتيب
المعادلة عشان التكامل .

$$Z = \underbrace{\frac{G}{M_B P k_G a_M}}_{\text{HTU}} \underbrace{\int_{H_{y1}}^{H_{y2}} \frac{dH_y}{H_{yi} - H_y}}_{\text{NTU}} \equiv \text{(HTU)(NTU)}$$

HTU ≡ Height of a transfer unit
NTU ≡ Number of transfer units

- **The enthalpy, H_{yi}, at the interface temperature T_i is determined from:**

$$\boxed{dq = M_B P k_G a_M \left[H_{yi} - H_y\right] dz}$$

$$\boxed{dq = h_L a_{H,L} (T_L - T_i) dz}$$

$$\boxed{\frac{H_{yi} - H_y}{T_i - T_L} = -\frac{h_L a_{H,L}}{M_B P k_G a_M}}$$

#

* HTU ↓ يعني ↓ length و eff ↑ ، زي مثلاً ال distil colum
عدد ال trays هو NTU و مسافة بين كل tray و الثانية هو
HTU فكلما كانت ال stages قريبة ال eff ↑ و ال length ↓

HTU ↓ → G ↓
↳ gas flow rate
minimal

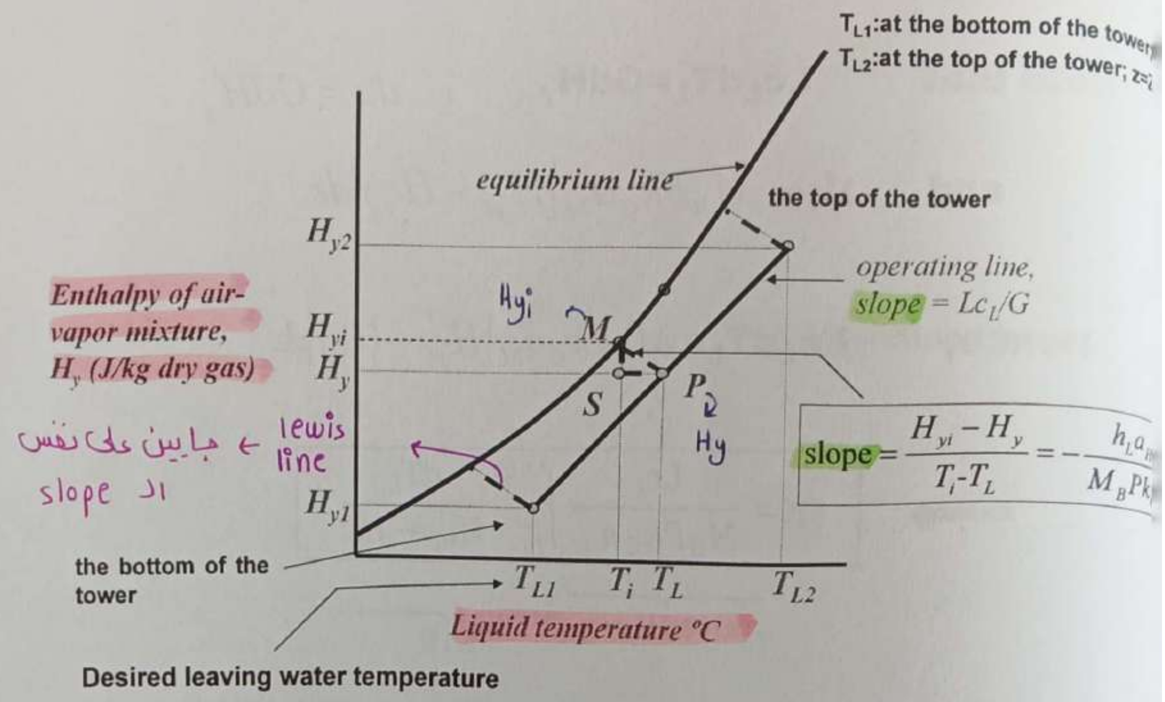
يعني ال size قليل ، P ، KG هدول
factor عالي

Note that $\mathbf{Lc_L dT_L = G dH_y}$, $dq = GdH_y$

and $dq = M_B P k_G a_M \lfloor H_{yi} - H_y) \rfloor dz$

Hence, $\mathbf{Lc_L dT_L} = M_B P k_G a_M \lfloor H_{yi} - H_y) \rfloor dz$

$$\Rightarrow \boxed{z = \underbrace{\frac{Lc_L}{M_B P k_G a_m}}_{\text{HTU}} \underbrace{\int_{T_{L1}}^{T_{L2}} \frac{dT_L}{H_{yi} - H_y}}_{\text{NTU}}}$$



T_{L1}:at the bottom of the tower
T_{L2}:at the top of the tower; z=
equilibrium line
the top of the tower
operating line,
slope = Lc_L/G
Enthalpy of air-vapor mixture, H_y (J/kg dry gas)
H_{y2}
H_{yi}
H_y
H_{y1}
Hyi
M
S
P
Hy
lewis line
جايين على نفس
ال slope
slope = $\frac{H_{yi} - H_y}{T_i - T_L} = -\frac{h_L a}{M_B P k}$
the bottom of the tower
T_{L1} T_i T_L T_{L2}
Liquid temperature °C
Desired leaving water temperature

esign procedure of water cooling tower using film mass transfer efficients

أول اشي بنرسم ال equi وهذا بكون عندي data

عشان أرسمه سواء ب chart أو table أو correlation

1. Draw the equilibrium curve:

The enthalpy of saturated air H_{yi} is plotted versus T_i on an H versus T plot. This enthalpy is calculated using the equation

$$H_{yi} = (1.005 + 1.88\,H_i)\times 10^3\,(T - 0) + 2.501\times 10^6\,H_i \quad \textbf{J/kg air}$$

is the saturated humidity picked up from the psychrometric chart for a given nperature.

. Draw the operating line:

- Use the operating line equation (enthalpy vs Temp) $\boxed{H_y = (H_{y1} - T_{L1}\frac{Lc_L}{G}) + \frac{Lc_L}{G} T_L}$

nd/or the overall steady-state heat balance over the entire cooling tower:

$$\boxed{G(H_{y2} - H_{y1}) = Lc_L(T_{L2} - T_{L1})}$$

عشان نرسم ال op line

نحتاج نقطتين أو نقطة

و slope

H_{y1} and H_{y2} is the gas mixture enthalpy at T_{G1} and T_{G2}, respectively.

→ To draw the operating line we need either two points or one point and slope (Lc_L/G).

بحدد نقطة على ال equi

ومنها برسم هدوله

الخطوط

3. Draw lines with slope: (Lewis relation)

$$\boxed{\frac{H_{yi}-H_{y}}{T_i\text{-}T_L}=-\frac{h_L a_{H,L}}{M_B P k_G a_M}=\text{Slope}=\frac{H_{yi1}-H_{y1}}{T_{i1}\text{-}T_{L1}}=\frac{H_{yi2}-H_{y2}}{T_{i2}\text{-}T_{L2}}}$$

معروفات

- Select some value of T_i and read H_{yi} from the equilibrium curve.
- Select some value of T_L and calculate H_y from the above equation.
- Draw a line pass through the points (T_i, H_{yi}) and (T_L, H_y) this line must h $h_L a_{H,L}/(M_B P k_G a_M)$.

- At 6 to 8 locations, draw parallel lines (slope= - $h_L a_{H,L}/(M_B P k_G a_M$) from T_{L1} to T_{L2} enthalpies H_{yi} from equilibrium curve.

↓

الخطوط هدول كلما كان

عددهم اكبر ال A بتكون

أدق (مساحة تحت المنحنى لأنه

عددي تكامل)

Calculate the number of transfer units (NTU):

Use Enthalpy vs. T_L graph to find the driving force H_{yi}-H_y for various T_L value from T_{L1} to T_{L2}.

Calculate $1/(H_{yi}-H_y)$ for various T_L value from T_{L1} to T_{L2}.

Perform graphical or numerical integration to calculate NTU:

$$\boxed{\mathrm{NTU} = \int_{H_{y1}}^{H_{y2}} \frac{dH_y}{H_{yi} - H_y}}$$

Calculate the height of a transfer unit umber of transfer units (HTU):

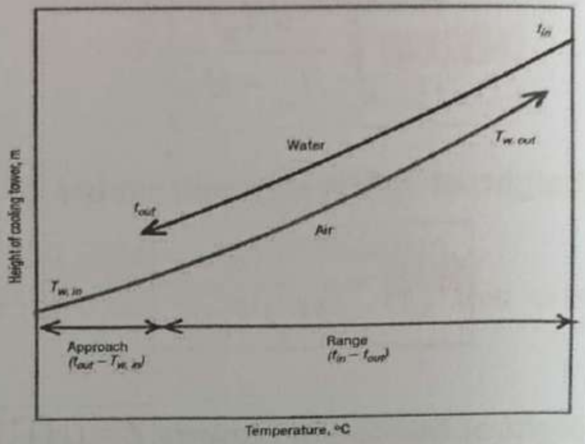
$$\boxed{\mathrm{HTU} = \frac{G}{M_B P k_G a_M}}$$

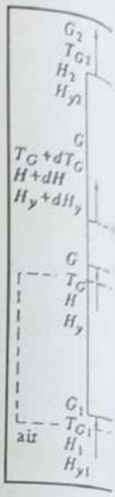
Calculate the height of the cooling tower: $\boxed{Z = (\mathrm{HTU})(\mathrm{NTU})}$

Example 3.5.1 Effectiveness of a cooling tower

A packed countercurrent water-cooling tower using gas flow rate of 1.356 kg dry air/(s.m^2) and w rate of 1.356 kg/ (s.m^2). The water is cooled from 43.3 to 29.4 °C. The entering air at 29.4 °C has temperature of 23.9 °C. The gas film mass-transfer coefficient is estimated as 1.207×10^{-7} kgmo The term $h_L a_{HL}/M_B P k_G a_M$ has a value of 41.87 kJ/(kg.K). The tower operates at 1 atm. Calcula The approach, the tower effectiveness, and the height of the packed tower.

Solution





$\boxed{G = L = 1.356 \text{ kg/(s.m}^2)}$] → given

$\boxed{T_{G1} = 29.4\,°C; T_{WB1} = 23.9\,°C}$

$\boxed{k_G a_M = 1.207 \times 10^{-7} \text{ kmol/(s.m}^3)}$

$\boxed{\text{Range} = T_{L2} - T_{L1} = 43.3 - 29.4 = 13.9\,°C}$

$\boxed{\text{Approach} = T_{L1} - T_{WB,1} = 29.4 - 23.9 = 5.5\,°C}$

$\boxed{\text{Effectivness} = 100 \times \text{Range}/0(\text{Range} + \text{Approach})}$

↓ هدبش مشكلة — what it should be

عشان يكون ال
eff (100%) tower مفروض
14.9 ← (13.9+5.5) ال diff يكون
↓
max diff temp can
be used

*بدنا نستخدم الـ procedure حتى نحسب الـ length للـ tower (z) :

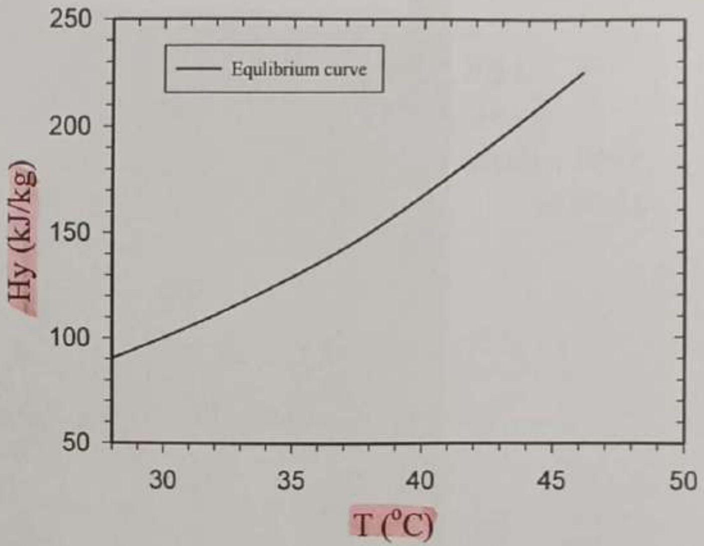
Height of the packed tower.

Draw the equilibrium curve: use saturated humidity curve in the psychrometric chart and enthalpy Eq. to get:

$$H_{yi} = (1.005 + 1.88\,H_i)\times 10^3\,(T - 0) + 2.501\times 10^6\,H_i \qquad \textbf{J/kg air}$$

T_L	H_{yi}, kJ/kg
15.6	43.7
26.7	84.0
29.4	97.2
32.2	112.1
35.0	128.9
37.8	148.2
40.6	172.1
43.3	197.2
46.1	224.5

نختار قيم مختلفة للـ T
وبدي أعرف الـ H عندها
إما chart أو table
أو معادلة وبرسم (Hy vs T)

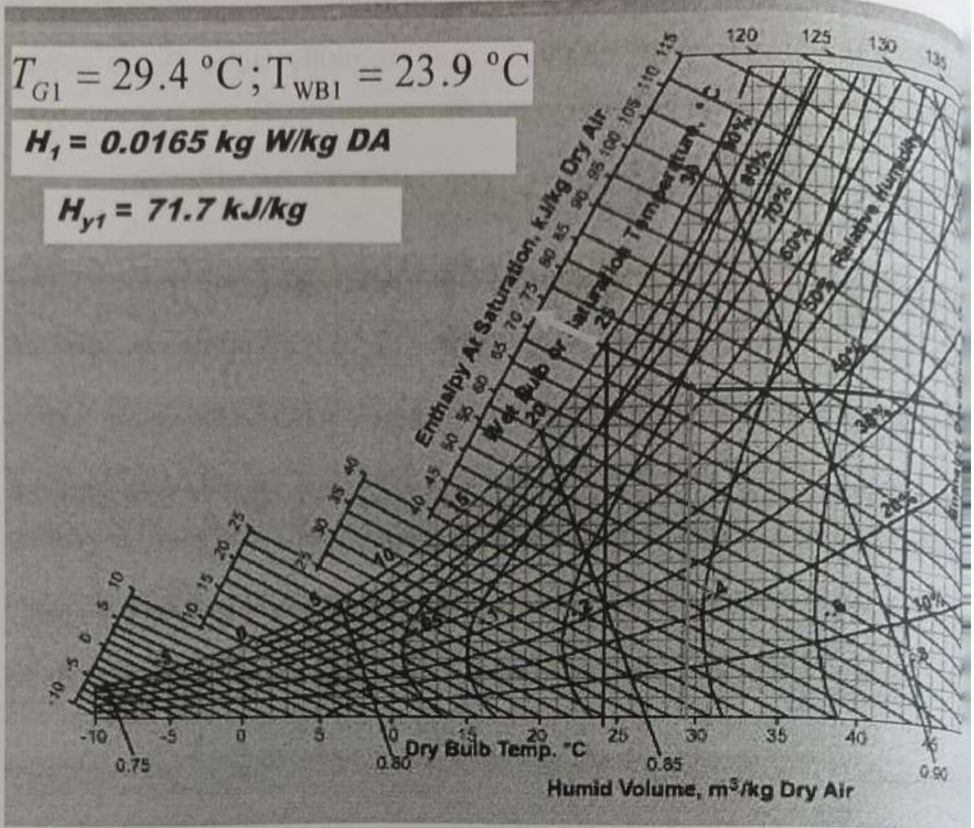


2. Draw the operating line:

$T_{G1} = 29.4\ ^{\circ}C ; T_{WB1} = 23.9\ ^{\circ}C$

$H_1 = 0.0165$ kg W/kg DA

$H_{y1} = 71.7$ kJ/kg



* ال diff بين ال op line وال equi curve بعطي ال area يلي بتعطي NTU

← ال op line ← اما نقطة بداية ونهاية ومنهم برسم
أو اذا الحرارة يلي طلعتا مش معروفة (rating)
بحتاج slope مع نقطة البداية .

← هون بدنا نحسب نقطة البداية
والنهاية .

Draw the operating line:

$$c_S = 1.005 + 1.88H_1 = 1.005 + 1.88(0.0165) = 1.036 \text{ kJ/(kg dry air.K)}$$

sensible

$$H_{y1} = c_S(T_{G1} - T_0) + H_1\lambda_0 = 1.036(29.4 - 0) + (0.0165)(2502.3) = 71.7 \text{ kJ/kg}$$

latent

بعوض
بعوض
مباشر لأوجد
Hy1

Apply overall steady-state heat balance over the entire cooling to get H_{y2}:

$$G(H_{y2} - H_{y1}) = Lc_L(T_{L2} - T_{L1})$$

عشان أوجد
Hy2 بحتاج
أعوض باد
overall heat
balance

$$G = L = 1.356 \text{ kg/(s.m}^2)$$ $$c_L = 4.187 \text{kJ/(kg.K)}$$

$$T_{L1} = 29.4\,^\circ\text{C}$$ $$T_{L2} = 43.3\,^\circ\text{C}$$ $$H_{y1} = 71.7 \text{kJ/kg}$$

$$H_{y2} = 129.9 \text{kJ/kg}$$

We have two points enough to draw the operating line:

$$(T_{L1}, H_{y1}) = (29.4\,^\circ\text{C}, 71.7 \text{kJ/kg})$$ $$(T_{L2}, H_{y2}) = (43.3\,^\circ\text{C}, 129.9 \text{kJ/kg})$$

هيك معملت على
نقطة البداية و النهاية
بالتالي بقدر أرسم

هسا بدي أرسم الخطوط يلي بالنص

3. Draw lines with constant slope:

بدي أختار من حرارة وأوجد H عندها من ال equi (at interface)

For example,

At $T_i = 35\ ^\circ C$, from the equilibrium curve $H_{yi} = 128.9$ kJ/kg.

at $T_L = 36\ ^\circ C$, calculate H_y from:

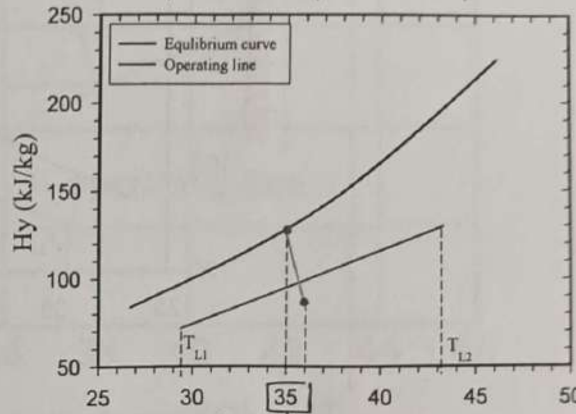
$$\frac{H_{yi}-H_y}{T_i-T_L}=\frac{128.9-H_y}{35\text{-}36}=-\frac{h_L a_{H,L}}{M_B P k_G a_M}=-41.87\text{kJ/(kg.K)}$$

$$\boxed{H_y = 87.03\text{kJ/kg}}$$

عشان أطلع النقطة الثانية بعوض بهاي المعادلة

بكرر هاد الحكي لعدد من النقاط وبطلع مجموعة خطوط.

T_L	H_{yi}, kJ/kg
15.6	43.7
26.7	84.0
29.4	97.2
32.2	112.1
35.0	128.9
37.8	148.2
40.6	172.1
43.3	197.2
46.1	224.5



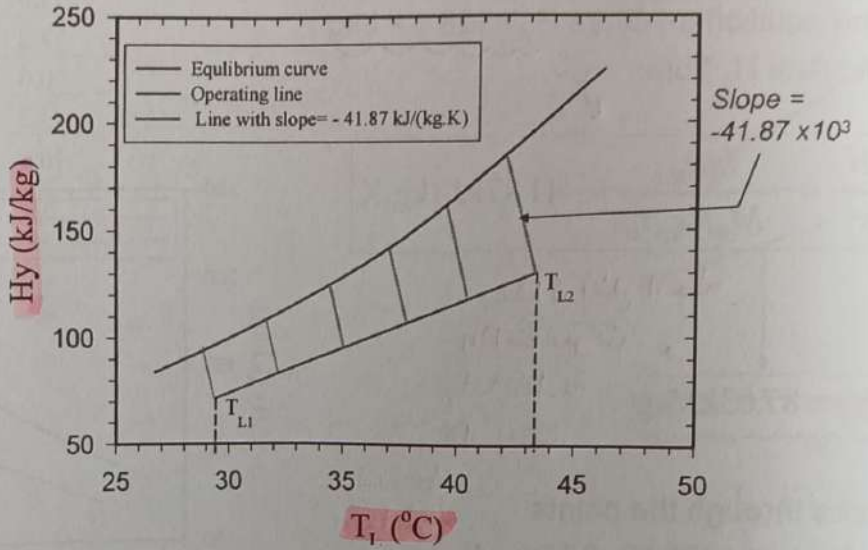
بطلع منها وبجد ال H لل equi

Draw a line passes through the points (35 °C, 128.9 kJ/kg) and (36 °C, 87.03 kJ).

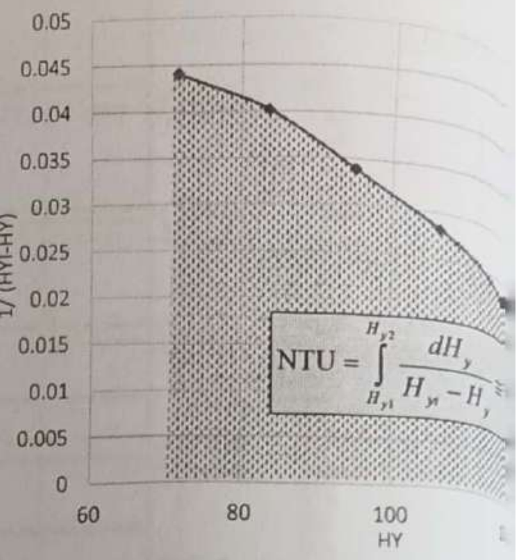
* كلما كانت المسافة بين كل خط والثاني أقل بالتالي نسبة الخطأ أقل وال eff ↑ و length ↓ ، كلما كانت المسافة أكبر الخطأ أكبر و eff ↓ أو إذا بدنا على نفس ال eff راح تاخذ length أطول.

4. Calculate the number of transfer units (NTU):

- At 6 to 8 locations, draw parallel lines as shown below from T_{L1} to T_{L2} to read enthalpies H_{yi} from equilibrium curve



4. Calculate the number of transfer units (NTU):



H_{yi} (kJ/kg)	H_y (kJ/kg)	H_{yi}-H_y (kJ/kg)	1/(H_{yi} - H_y); (kg/kJ)
94.4	71.7	22.7	0.0441
108.4	83.5	24.9	0.0402
124.4	94.9	29.5	0.0339
141.8	106.5	35.3	0.0283
162.1	118.4	43.7	0.0229
184.7	129.9	54.8	0.0182

- Using Trapezoidal rule of numerical integration:

$$\boxed{NTU = \int_{H_{y1}}^{H_{y2}} \frac{dH_y}{H_{yi}-H_y} \cong 1.82}$$

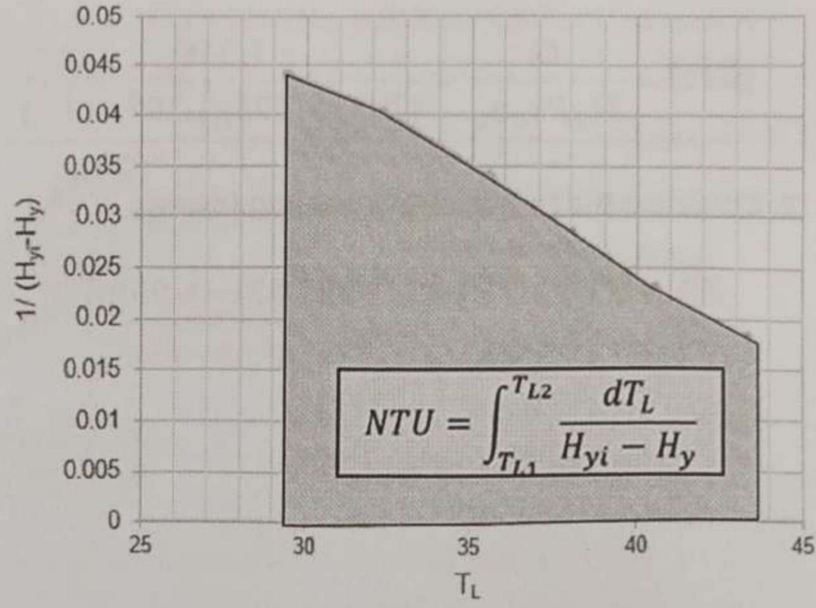
$$Z = \underbrace{\frac{G}{M_B P k_G a_M}}_{\text{HTU}} \underbrace{\int_{H_{y1}}^{H_{y2}} \frac{dH_y}{H_{yi}-H_y}}_{\text{NTU}} \equiv (\text{HTU}$$

تعبر عن ال
area
area ال)
تعبر عن ال NTU(

كأني أخذت المساحة
تحت المنحنى يلي هي
التكامل وضربتها بال ΔH
مسافة بين ال sigments

$$z = \frac{Lc_L}{M_B P k_G a_m} \int_{T_{L1}}^{T_{L2}} \frac{dT_L}{H_{yi} - H_y}$$

$$HTU = \frac{Lc_L}{M_B P k_G a_m}$$



5. Calculate the height of a transfer unit (HTU):

$$\boxed{\mathrm{HTU} = \frac{G}{M_B P k_G a_M} = \frac{1.356}{(29)(101325)(1.207\times10^{-7})} = 3.82\,\mathrm{m}}$$

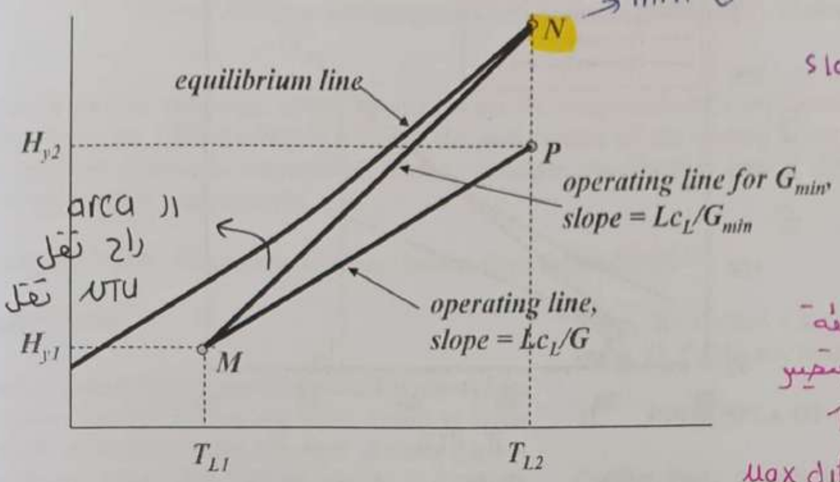
6. Calculate the height of the cooling tower:

$$\boxed{Z = (\mathrm{HTU})(\mathrm{NTU}) = (3.82)(1.82) = 6.96\,\mathrm{m}}$$

هدول أقل كمية ل G
بحتاجها to do the job

Minimum air flow gives maximum slope of the operating line Eq.

$$\boxed{H_y = (H_{y1} - T_{L1}\frac{Lc_L}{G}) + \frac{Lc_L}{G}T_L} \longrightarrow \boxed{Slope_{max} = \frac{Lc_L}{G\min}}$$



G↓ , slope↑

كلما قربت لل y ال slope
بزيد (لحد ما !!) ← لنهاية
ما يتلامس ال op line
مع ال equi (نقطة N)

عند هاي النقطة
ال T dew بتصير
هي ال T of exit L
بالتالي هاي ال max diff
in Temp

$\frac{L}{(G\downarrow)}$, slope ↑

G↓ يعني، saving energy
of blowing of air إذا كمية الهواء
الداخل قليلة وال H قليلة بالتالي هاد
good air لل cooling لكن مش بستخدم
G↑ بستخدمها لو كان ال H لل air الداخل
عالي زي نظام ال heat exchanger، كلما قلت ال H
لل air الداخل ال process بكون فعال أكثر بالتالي
بحتاج length أقل.

▪ **Minimum value of air flow G_{min}:**

- For actual cooling towers, a value of air flow rate greater than G_{min} must be used. **A reasonable value** of G is $(1.3\text{-}1.5)\times G_{min}$.

Example. Find the minimum air flow for previous example

$$Slope_{max}=\frac{H_{y2}-H_{y1}}{T_{L2}-T_{L1}}$$

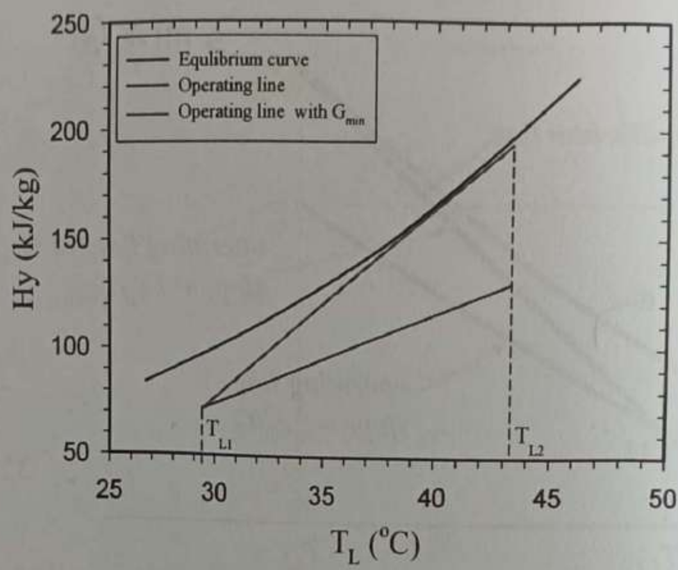
لـ نعوض عند نقطة التلامس

$$=\frac{194-71.7}{43.3-29.4}$$
$$=8.8\,\text{kJ/(kg.K)}$$

$$Slope_{max}=\frac{Lc_L}{G_{min}}$$

$$G_{min}=\frac{Lc_L}{Slope_{max}}$$
$$=0.64\,kg/(s.m^2)$$

بضربها بـ factor
و نجد الـ actual G
ومنها بطلع الـ HTU
حسب المعادلات السابقة
ونوجد الـ Z للـ tower



opic 4.1. Drying

This lecture

✓ Overview and definitions

✓ Drying applications

ال interface عبارة عن ال solid والمي موجودة بين
العوالقات أو داخل ال particle نفسها بتكون مشبعة باد water
heat & mass trans based on diff of
T & H → driving force تحكمها عملية
انتقال للمي في ال Body لهدا ال solid

* ماتنطبق على ال humid من قوانين تنطبق على ال drying مع اختلافات بسيطة ::

Definitions

Drying: is a mass transfer process consisting of the removal of water or another solvent by evaporation from a solid, semi-solid, or liquid. ← الفواكه المجففة والخضرة المجففة فيها Bond و unBond بالتالي بقدر أعمل

drying

- It is a physical change that occurs when moisture is lost from a substance.

- A gas stream such as air applies the heat by convection and carries away the vapor as humidity ← مجففات الشعر Forced convection

- Other possibilities are vacuum drying, where heat is supplied by conduction or radiation (or microwaves)

* ال solid بشكل عام ممكن يكون زي الفخارة لو جبتها وحطيت فيها مي راح تصح منشفة :: الفخارة بتشرب مي رغم حرارة المي بتضل الفخارة رطبة مقارنة مع فخارة dry طالعة من الفرن لكن ما فيها مي معناها كمية المي الموجودة في الفخارة adsorbed water ، ممكن أجيب الفخارة وأحطها ب beaker وأحسب عليها مي لغاية مستوى قطع الفخار جواتها الفخارة مي وموليها في مي bonded داخل الفخار نفسه ::

* الرمل حطيته في beacker وحطيت عليه مي وموليه في مي لو زليته راح ينزل منه مي unBounded يعني عملية ال dring ال eff الها انها تشيل ال Bonded rather than unBonded ، يعني إذا المي فيها Bonded و ال solid bonded و unbonded وبدي أشغل drying معناها ام losser بإمكاني أعمل phys. sep لهاد ال solid عشان أشيل ال free w وبعدين يلي ما بقدر أشيله باد phys sep زي (centrifuge و filtration) بعد ما أزيل المي بضل موجود داخل هاد ال solid يلي ما بقدر أشيلها باد phys sep في طرق ثانية لإزالة هاي المي يلي هي ال drying ← to removeal of w from bonded solid

lassification of drying

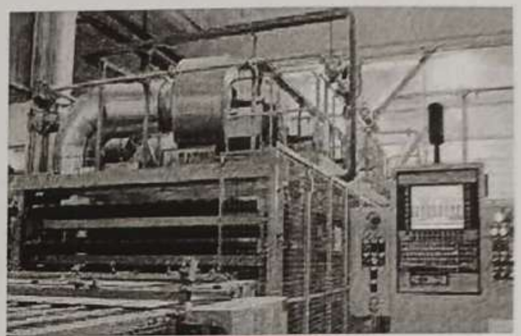
Natural drying

Natural drying occurs when a solid-solvent system is exposed to the sun leading to the transport of solvent from solid to ambient.

Utah's Great Salt Lake is drying out

. Artificial drying

- Solvent is removed from the solid by means of mechanical, Infrared or dielectric, or Chemical drying methods. ↳ drying based on man



Drying of ceramic ← هاي الـ process يلي بتهمنا كمهندس كيماوي ؛

Natural drying ← زي تجفيف الجميد ، وملاحات البحر الميت بعملو
pumping لـ sol'n of salt على bond مفتوحة لـ atm ، وكلما زادت
الحامة كلما كان التبخر أكثر نعتمد على natural conv ما فيه forced معنى
يكون partially forced بس actualy هو natural ، هذا التبخر نعتمد على
2 factors :- ① مش بس الـ humidity (↓ RH ↑ eff) ، ② (T↑, eff↑)

هي continuous تتقدر تتحكم بال
Flow rate اذا بدك عينة بسيطة بتغلل وهكذا
بكل الحالات بتغلها control

Advantage and disadvantage of drying

1. Natural drying

- Advantage

لاتحتاج طاقة ولا تحتاج fixed capital cost ∞

بقدر أعمل عليها لل control
آ عشان أضمن كله يكون نفس ال structure (well mixed)

  - No cost
  - Natural method

- Disadvantage

  - Uncontrolled method
  - The process takes a long time
  - This method requires a large area

مثلاً اليوم الحرارة في البحر الميت عالية وصار بتبخر كثير وما في حركة للهواء والرطوبة صارت قائمة (sat'd) بالتالي ال (eff'c) أو قريبة لل zero ، اليوم الثاني كانت الحرارة عالية والجو جاف بالتالي هي uncontrolled من طبيعة المنتج مش 100٪ زي ما بدك يكون.

* البحر الميت فيه KCl , NaCl , MgCl2 ، ال NaCl ما بصيرله cryst. بصير sharp فلتي أما ال KCl وال MgCl2 زي التراب ، ممكن يصير مشكلة الماشرة الي بتتبخر من الملاحة وبلش يتكون ال solid هاد ال solid ال layer له مختلفة ومش مستوية وهاد نتيجة NaCl sharp والباقي تراب وال KCl بتيجي الحصادة بتحصد وبس توصل لهون بتكون قاسية وممكن تكسر الحصادة بالتالي هاي uncontrolled لأنك محصلهاد KCl وطلع NaCl انت مش متوقعه.

2. Artificial drying

- Advantage
  - Controlled process a... done whenever it ne...
  - It takes a short time ... area

الوقت بتعها مختصر

- Disadvantage

بتو بتستهلك energy

fixed سواد or operating

  - Costly and need a lar... of initial investment

← كـ designer بهمك ال cost وال quality عندك ① qual, costↆ و ② cost ↑ , qua ↑ بالتالي you have to compromize أي وحدة بدك تختار ، يعني لو بدي أجفف pharmaceutical أي وحدة استخدم ؟؟ ، ال phar بتجي solution بعدين تجفف لو استخدمت Artificial راح يصير phase change لل chemi وتفعل لو زدت تركيز واحد من هدول ال chemi بالتالي راح يكون اشي سام ولو عملت natural مع الحرارة مع الزمن برضو بصير phase change وال metal زي ال steel مع الزمن ال carbon بطلع عالسطح

* مصانع الإسمنت والبوتاس والفوسفات
كلها drying proc .

Application of drying

1. Pharmaceutical
حليب البودرة والبسكوت والكورن فليكس هاد كله drying
2. Biological materials, including foods and milk
بتعفن إذا صارت رطبة لأن البكتيريا بتصير تنمو فيها
3. Crops, grains, and cereal products
drying
4. Lumber, pulp, and paper products
عجينة الورق حتى أحولها لورقة بلزمني هاد drying
5. Catalysts
6. Detergents
المساحيق الغسيل :

➢ **Drying** can be expensive, especially when **large amounts of water**, must be evaporated.

➢ Therefore, it is important, before drying, to remove as much moisture as possible by **mechanical means** such as **filtration**; **settling**; and **centrifugation**.

* ليش ال drying غالي ؟ :

ال unBonded water أحيانًا بتروح مع ال drying وهاي costly بالتالي بدي Mech work لأتخلص من هاي ال unbonded وبدي بس أركز على ال bonded بس أحيانًا بتكون مجبر تستخدم ال drying للجهتين لأنه إذا عملت Filtration لل product خربته حتى لو في مي .

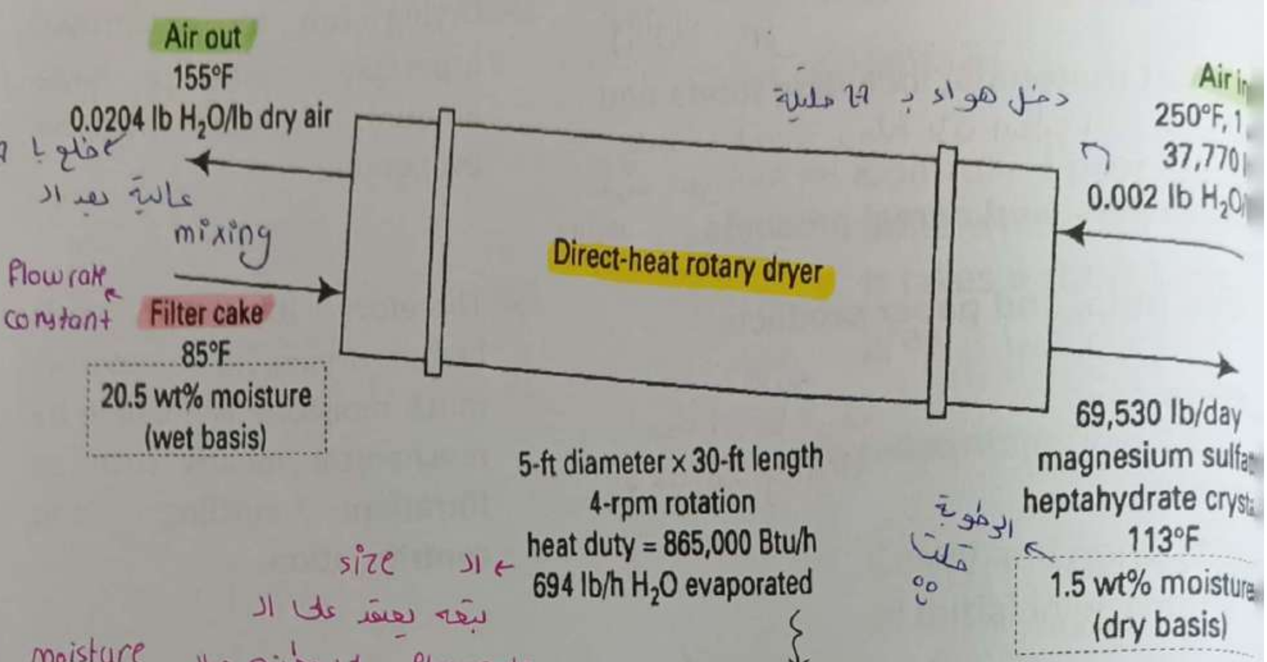
← الكيك ملوي لو تركته ساعة زمن فيا طبقة مي بتصير فوق وجيت أزل المي ولأن الكيك نفسه ملوي راح ينزل مع المي ، كلما كانت ال solid قريبة من ال Fluid كلما كانت بتحتاج نستعمل total dry process لنشيل ال Bonded & unBonded وكلما كان solid(rigid) بالتالي بسهولة بنشيل ال Free water باد (cent. , Filtration)

← لو جبنا بطارية وحطينا العمود يلي فيها وحطيناها فوق المي بتصير المي لونها أسود ومع الوقت بتصير على السطح اشي أسود هاد nano Material ال ρ إلها أقل من المي لهيك تطفو وأنا بدي هاد ال Product وجيت زليت المي يلي على السطح انكب مع المي بالتالي ال nano. Mat حتى لو بعمل Filtration راح يسكر الفلتر (كلما كان ال partcl أكبر الفلترة أسهل) وهاد يلي بخلي ال drying غالي .

مش شايف المي بس هي موجودة

Industrial example: Drying of magnesium sulfate heptahydrate filter cake

7 H_2O (Bonded)



5-ft diameter × 30-ft length
4-rpm rotation
heat duty = 865,000 Btu/h
694 lb/h H_2O evaporated

الـ size ← بتعه بعتمد على الـ flow rate يلي معطينه والـ moisture content يلي عشيتوي بعد اياه ديك كمية الهواء لكن أحيانا كمية المواد ثابتة

inclined cylinder ودوار عليه أذرع كلها بلف يحمل معه الـ solid ويرفعه ويتزل له by gravity وهكذا العملية (mixing

Difference between drying and evaporation

Drying	Evaporation
Removal of relatively small amounts of water from solids	Removal of large amounts of water from solutions.
In most cases, involves the removal of water at temperatures below its boiling point	The removal of water by boiling a solution.
Water is usually removed by circulating air over the material in order to carry away the water	Water is removed from the material as pure water vapor mixed with other gases.

بطلع من ال body of water

2

* بال evap كنا نوصل لمرحلة ال B.p ؛ عملية ال flux from مش جاي from air point view جاي
repultion of w from the body of water to other phase
على حرارة عالية بصير bubbles

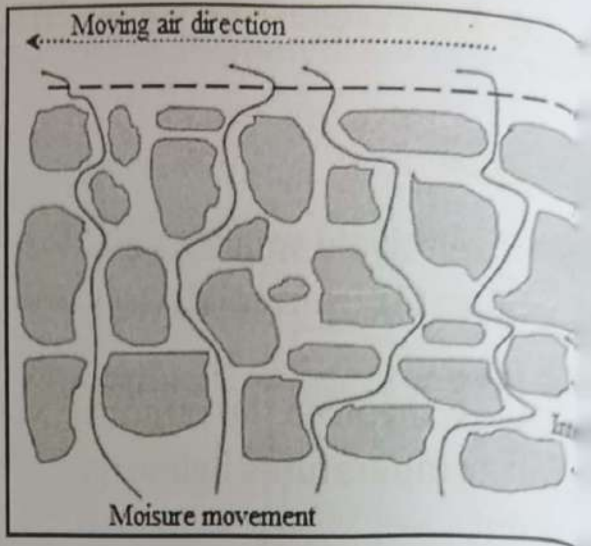
* أما ال drying بكونا على حرارة تحت ال B.p

← سلايدة مفقودة (كان فيها صورة كبة وكان حبيبات من ال solid :: ::
← ال drying يعتمد على طبيعة المادة اذا فيها رطوبة عالية ولا قليلة الحرارة ال drying ال rate
وهكذا ، كما كانت المادة زي paste الكيك والعجين ما عندي porosity ما عندي free water
بالتالي اذا زدت ال rate لل drying أو زدت ال T الهواء راح يحرق حولين الصحن وراح
ترتفع حرارته ويصير يتجمد من الوسط وكل مين مكان لي بتجى ويصير circulation ال transfer
للجي من ال center ليوصل لل top ما كان بالسرعة الكافية لي تقوض نقص الي بهدلك المنطقة
بالتالي راح يحرق ، معناها الرطوبة الكامنة نوعين :: => ① ال pore channel مفتوحة وال flux عالي
على هاي ال condition معناها لي بنقص من منطقة بعوضه من نقطة خلفه ② . يكون totaly
solid بالتالي mois cont عالية ما بتجوت كويس لهيك بدنا نعمل drying على lower T
(high flow rate lower T or low flow rate & moderate T)

← ← كل حبة وأمثلها مفكوكات عن بعض معناها ال flow للجي أسهل بينهم .

4 steps كل وحدة لها علاقة
بطبيعة الـ solid

Drying mechanism



The mechanisms of water transfer in the product during the drying process can be summarized as follows:

1. Liquid movement by capillary force.
2. Diffusion of liquids, caused by a concentration gradient.
3. Diffusion of liquids, which are absorbed in layers at the surfaces of so components of the solid.
4. Water vapor diffusion in air spaces within the solid is caused by vapor pressure gradients.

هنا Bonded و unbonded الـ solids موادها مي Bonded وحلبها مي عندي
موادمن الـ top لل solid هاد هواء فيه ?? diff هاد الـ diff بعطيني diff of
Driv F لل mass [conv = KΔC] كما كان الـ Driv F اكبر بارد الـ air الـ
flux في الـ water بكون أعلى ← KΔC بقدر أمثلها ΔTT أو dT اذا أخذت control
volume صغير ؛ لميك وحدة من الـ mechanis بصير a flux of mass بالمقابل حرارة
الهواء الحار بارد ?? بصير flux of heat الهواء يلي صار بعطي حرارة لل solid الباقي based
على الـ flux of heat و الـ flux of mass عندي مجموعة من الـ steps تحدث :

[1] لنفرض هنا one channel الي نشبعها
نزلت لل zero وهي sat'd و filled بالمي
معناها by driving force لازم تكون capillary
eff بنقل movement للمي من هاي النقطة لنقطة
مافيها مي .

[2] صار عندي equi لمي كل الـ channel
صار إلها نفس التركيز بعدين بصير diff
by conc gradiant ← in eff
بالـ channel

[3] هذا جواته مي زي الغاز؛ خلصت المي
منه بأول خطوتين بس ضل في رطوبة و
sat'd لأنه driving force .

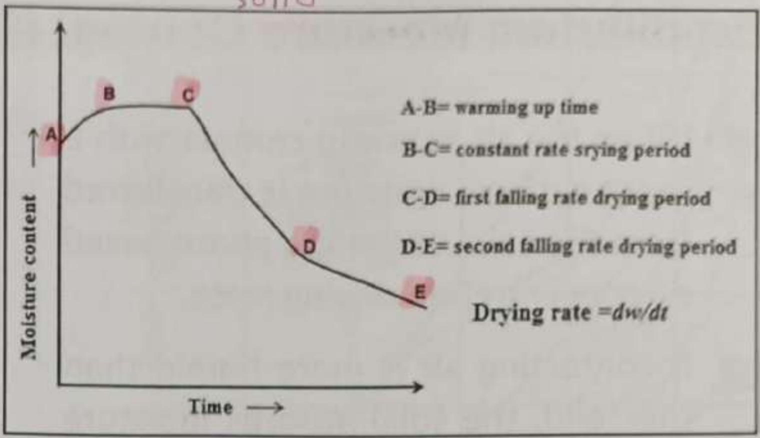
[4] بما انها تجمعت في منطقة
بدنا نفصل منها diff
لل gas

ـ العيك مثلا بنفس دكل الـ particle
صغيرة كما نتخر راح يكون layer
by layer لمبك إذا الحرارة عالية
منطقة راح توصل للاحترات ولسا الباقي
wet والحوان بتحرق الثاني
I have to run at min T for
solid أما لما يكون long time
زي الرمل عادي مع حرارة عالية .

ـ لو الـ solid زي البوكير مش هنا
particle كبيرة وصغيرة كلها نفس
الـ structer يعني صارت بس بين
layer والثاني ماعندي channel
زي الكيك :

كمية ال moisture content لل solid ومعدل تغيرها مع ال time يختفي بزيادة ال time بدنا نتحكم بال conc للي جوا هاد ال solid

Phases of drying



The initial warm-up period

Constant drying rate period

Falling drying rate period

Res

heat — in, ex

man — in, ex

There are 4 resistances to heat transfer in drying:

1. Resistance to external heat transfer
2. Resistance to internal heat transfer
3. Resistance to external mass transfer
4. Resistance to internal mass transfer

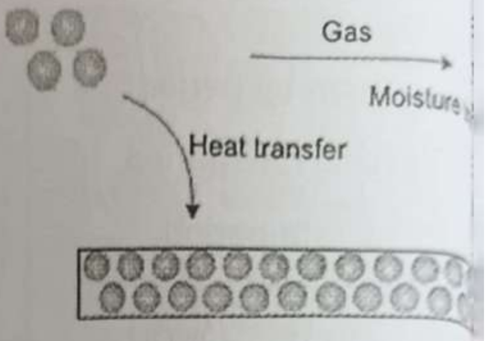
* في البداية ال conc لل solid بكون ملاحظ عند A برتفع ال moisture content لنقطة أعلى معناها في البداية ما بيحصل تبخر لأنه لسا ال solid بمتص حرارة ما وصلت لمرحلة التبخير بصير homo وال moisture con على ال surface أعلى ، (B-C) بتضل ثابتة لأنه كلما تخلص كمية المي يلي على ال surface وتطلع لل gas بيحل محلها من الداخل مي جاي من ال porse يلي هي unBounded (free w) داخل ال structure سهل تنتقل بتضل العملية شغالة لتخلص كل المي يلي بين الفراغات ونوصل عند النقطة C ، طلعت كل ال unBounded هلا ضل يلي موجودة جوا ال particle يلي هي ال Bounded هاي مع الزمن تركيز المي بخف وبلش يخف أكثر كلما طول الوقت لل drying ال moisture content راح يقل ، لما نوصل عند نقطة D بكون totaly dry بس شو يلي بخليه ينزل أكثر للنقطة E هاي يلي جاي بال molecules بتطلع على حرارات عالية جدًا

⇐ بين C و D نازلة بشكل خطي مع شوية انحناء لكن بتعتمد على طبيعة ال mat بعضها ال porosity مفتوحة بشكل كافي فبتكون linear وبعضها ما بتكون مفتوحة بشكل كافي هون بلش ال non linear لكن بشكل عام هي linear.

* ليش dynamic equi ⇐ لأن ال P بتغير مع الحرارة وال H ولو ثبتنا ال T بس
قاعد بتبخر كمية من كمية الي بتزيد ال H لل air، مقدرة ال air على أخذ
كمية أكبر صارت متلية، كلما زاد ال H كلما ال equi change زاد هيك dynamic

Equilibrium Moisture Content (EMC) of Materials

- When the air gets into contact with a moist surface, moisture is transferred from the solid to the gas phase based on concentration driving force.



- If contacting air is more humid than the solid, the solid absorbs moisture from the air until equilibrium is attained.

- When a wet solid containing moisture is brought into contact with a st air having a constant humidity H and temperature, and for sufficien exposure, the solid will attain a definite ***equilibrium moisture content***

* حتى أعمل ال shift لل (EMC) بعمل flushing
لل air عملك هي cont process .

$$(P_A^{sat} = p_A)$$

* في ال distillation كان عندي equi بين ال solute في ال liq وال vap
كمية بتجي ال solute من ال liq لل vap بتعتمد على مدى بش ال ratio بينهم
بتعمل عملية ال removal شغالة من ال liq لل gas لحد معين وتثبت نفسها في
ال extraction

↓

في ال extraction عندي solvent معطيته عملية ثاني solvent لأسحب ال solute من ال
solvent الأول وبالتالي ال solute بتوزع بين ال 2 solvent على مقدرة كل
واحد منهم إنه يحمل solute لو معطيته 100 unit من هاد ال solute بـ phase 1
وهو مقدرته 50 وجبت ثاني solvent قدرته على التحمل 25 هاد معناه يحمل لغاية
30 يعني ال 100 جزء منها راح لل 50 وجي ما قدر ال 50 يحمله راح لل 25
حسب قدرته يحمل .

⇐ ال drying الي solid وال gas body of بيحمل حسب حاجته، حسب ال
humi بتعته إذا ال humi كانت zero (dry air) معناها راح يحمل كمية كويسة
إذا ال H كانت 50% راح يحمل بس مش زي ال 0، في عندي درجات من ال equi
بين ال 2 phases، إلي بتحكم بهاي الدرجات ⇐ ① مقدرة الغاز على امتصاص الرطوبة .
② مدى بش عنده كمية من زيادة عن حاجته وبدو
يخلص منها .

* ال equi مش ثابت based على ال 2 factor (T, H)، كلما زادت ال T
كلما زادت مقدرة الغاز على امتصاص الي، وكلما قلت ال H كلما كانت مقدرة على التخلص
من الي أكبر، هنا dynamic equi حتى ما صار ال $P_A = P_A^*$ بعبير equi إذا ما وصلت

Equilibrium moisture content is the lowest moisture content obtainable by a solid at equilibrium under the drying conditions.

Expressed on a dry basis **(kg of water per kg dry solid) i.e. kg W/kg dry solid.**

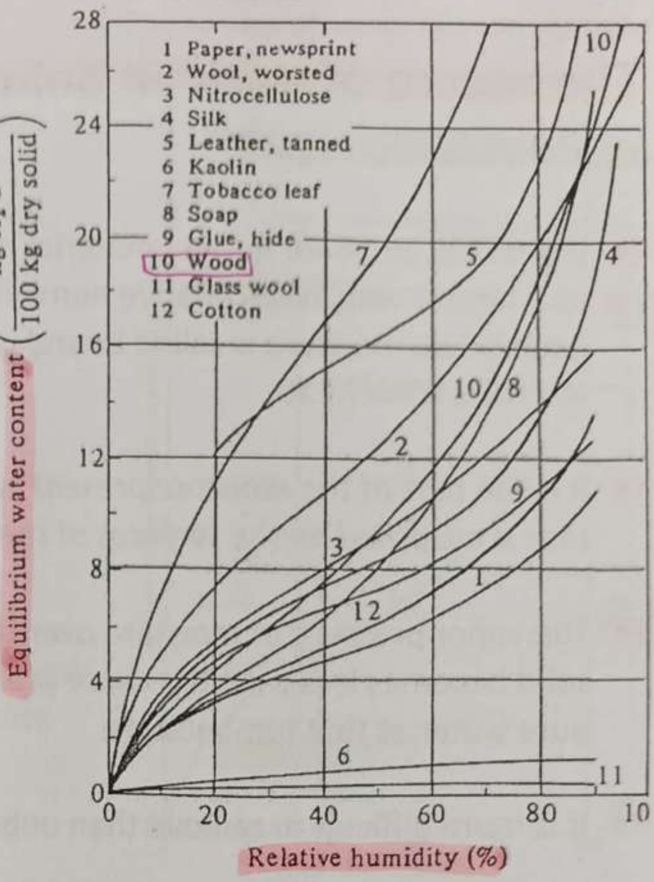
The lowest moisture content depends on

- Structure of the solid
- Temperature of the gas
- Moisture content of the gas.

Varies greatly with the type of material for any given % relative humidity.

Decreases with an increase in temperature

It may change with temperature.



عنا diff s الها diff equi data based on diff RH

Wood → على 40% نسبة ال moisture cont قريب ال 6، اذا ارتفعت ال RH ال water في ال mois contact عند ال equi راح ترتفع.

* مش ضروري يكون ال مي مليئة فيه ال solid اذا ال air ال RH له 100%
تتحمل لحد معين حسب الكمية بعدين بيطل وماله علاقة بـ ال Mat نفسها ؛ مرات
ال forces يلي ماسكة المي داخل الخشب أكثر من قوة ال air يلي قاعد بيجسبها
بسحبها ، لانه ال forces بتساوى هون وصل لل equi هاي ال driving F بين المي والهواء.

water → Bounded
→ unBounded

The nature of water in solid material

- **Bound moisture (XB)**

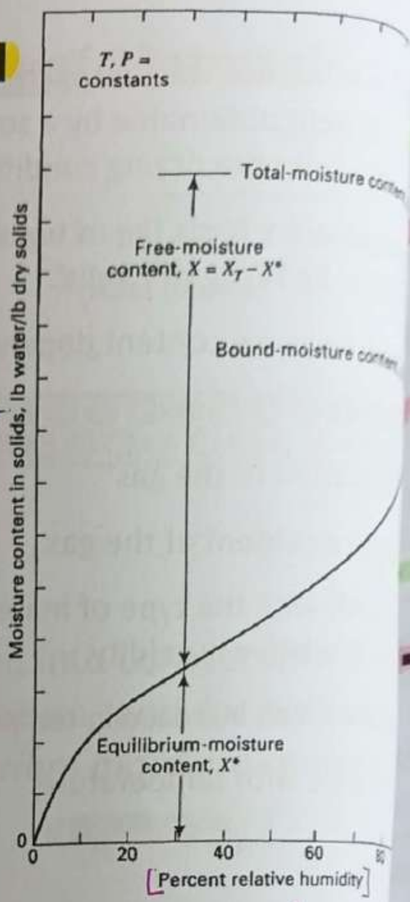
  - If the EMC curve for a given material is continued to intersect with 100% relative humidity line, this equilibrium moisture is called bound water with moisture content XB

    نسبة الرطوبة ←

  - It is the part of the *moisture present in a wet solid that is adsorbed on the surfaces* of the solid

  - The vapor pressure of moisture over this moist solid becomes less than the vapor pressure of pure water at that temperature

  - It is more difficult to remove than unbound water.



RH (0 → 100)

* عمان سلايدة مفقودة كان عليها صورة فخارة :.

← طبيعة المادة هل هي hetro ولا homo هل حبات ال solid بنفس ال size ولا وحدة كبيرة ووحدة صغيرة ، لو كانت وحدة كبيرة ووحدة صغيرة وبدي أجففهم على نفس ال rate الصغيرة بتجف أسرع ، لنفرض هاد ال Material كان heat sensitive (بتتغير مع الحرارة) أول ما جفت القطع الصغيرة والكبيرة ضلت wet بالتالي مع الوقت الصغيرة بس بتعمل damage معناها ال quality تغيرت ونفس الأشي للفخار .

* ليش منه فخار تشقق وفخار لا :. (إلي تشقق لسببين :>)

[1] ال rate of drying عليها سريع جداً ال removal of w سريع ، صار عنا equi contacting بين السطح الخارجي للفخارة والهواء ، كلما كان ال trans للي بهاد ال solid هاد بيعطي زخم عالي وهاد مش لاحق ياخذ ال w ويعطي flux عالي وال liq مش ملحق ياخذ الحرارة ويطلعها على ال surface ، لما الحرارة تكون عالية حول الفخارة وفيها عيبات من جيبة مع الحرارة العالية عيبات الي راح تتحول ل vap ويصير جوا فقاعة ، فقاعة مع فقاعة بصير expansion فعلى بتشقق :.

[2] حبوبها particels كبيرة و particles صغيرة ال rate of drying مش كافي بعض ال particle كانو wet وبعضها صار solid متشققت :.

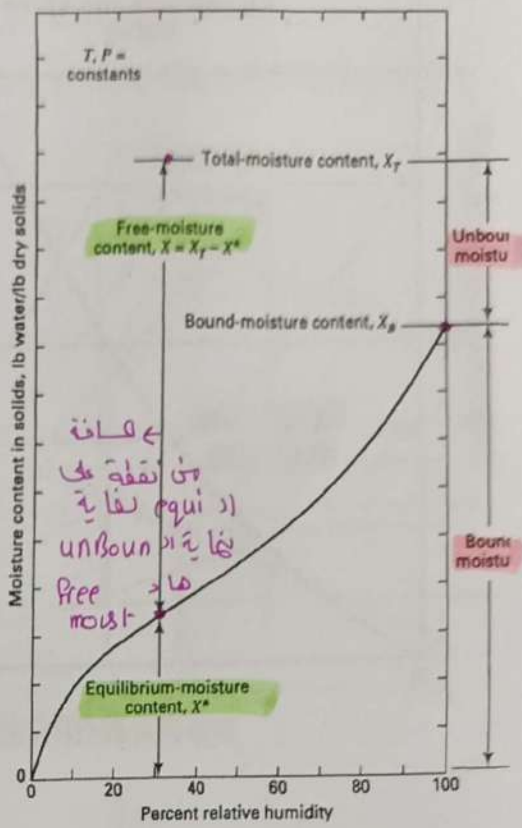
→ In Conclusion :.

① We should have a rate of drying (بحل Mat مختلفة عن الثانية)

② T of Mat diff.

* Factor => rate of drying / homo & hetro of solid
mois cont

The nature of water in solid materia



Unbound moisture

- When the solid material contains more water than indicated by the intersection with the line HR=100%.
- The moisture in the solid exerts a vapor pressure equivalent to that of the free liquid.

Free moisture (X)

- The moisture above the equilibrium moisture content. This is the moisture that can be removed by drying under given percent relative humidity.

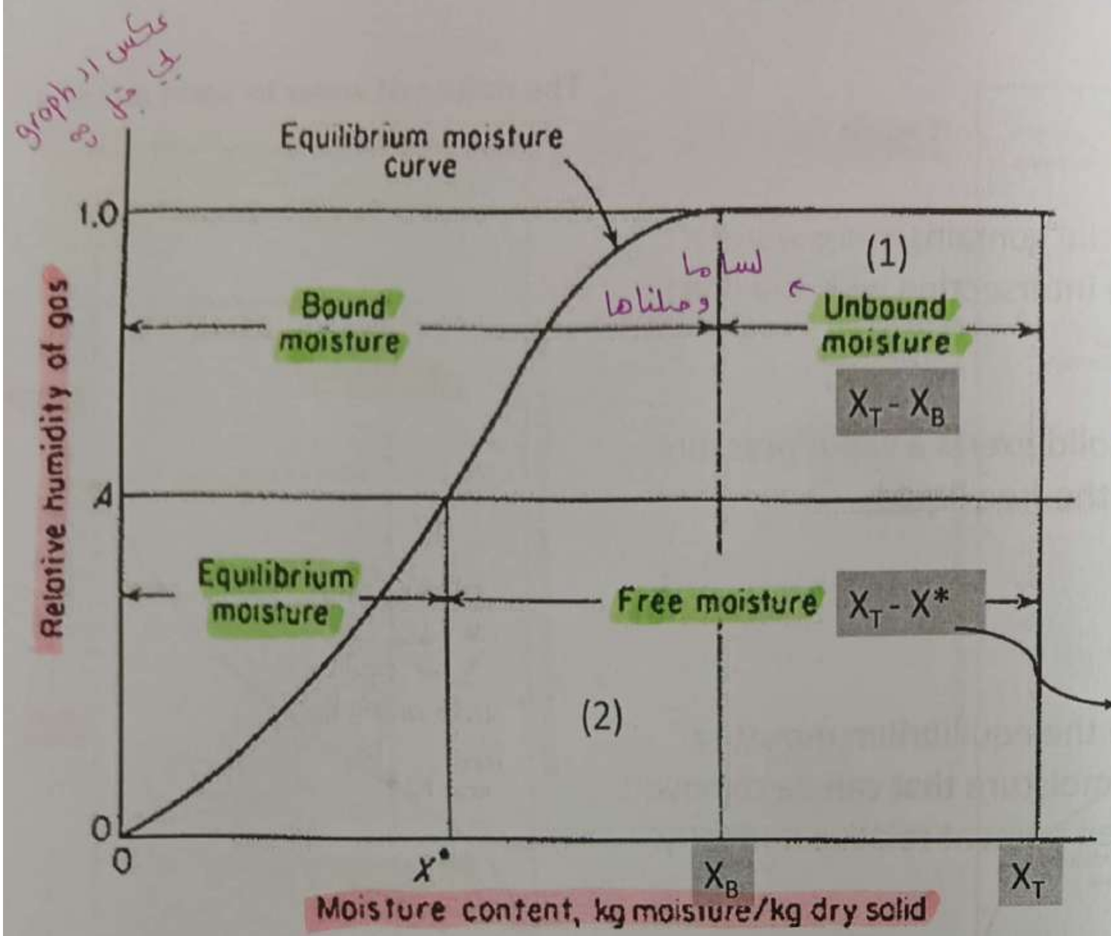
* لما ال mois cont بال solid ارتفعت راح ترتفع ال RH حسب طبيعة ال Mat لنهاية ما نوصل ل RH(100) (٠) (من عند ال Moist ٥ لنهاية هاي النقطة بكون عندي ال Bounded يلي هو أسميها) ، ومن فوق هاي النقطة وطالع هون عندي ال unBound

* ال free moist بتكون أكبر ما يمكن عند RH قليلة لأن ال Bounded بتكون قليلة

س هل أشتغل على RH قليلة ولا عالية ؟؟ :-

إذا اشتغلت على RH عالية ما راح أشيل إلا الي ال unBounded (sat) أعلى من ال Bonded معناها driving Force أعلى ، ال eff لل removal للي على 100% أنا بشيل ال free water ، بينما على RH أقل (zero) عشان أشيل كل الي راح بشيل الي يلي فوق (at 100%) by conve بينما لما الهواء يكون جاف راح يدخل لأعماق ال solid ويطلع الي يلي فيها

graph عكس ال يلي فوق



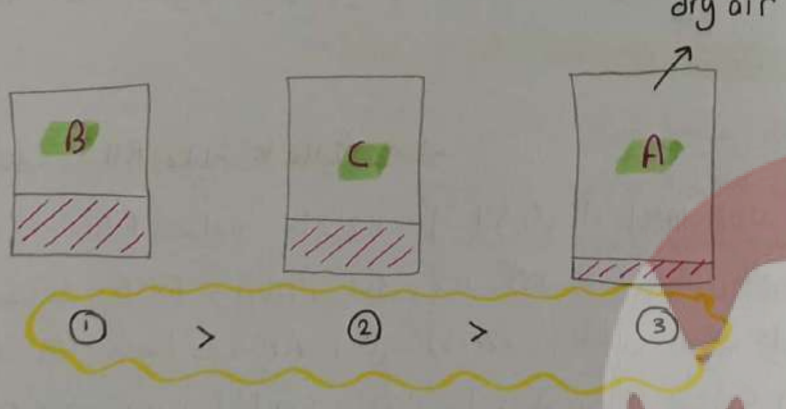
1. The moistur… solid exerts… pressure eq… to that of th… liquid

2. the vapor pr… moisture ov… solid is less… vapor press… water

- Only free mo… be removed under a give… conditions (T…

* مثلاً لنفرض ال mois cont. بال solid بتحمل ال solid مي 100% وأنا معطيها 150 يعني ال 50 UnBonded و 100 عاملين Bonded ، لنفرض ال equi كان 30% معناها ال 70% يلي ضلو هم ما بعد ال equi فحط هاد ال condition بقدر بس أشيل 30 بس لو غيرت ال condition لل air معناه أشيل أعلى .

* اذا ال equi زادت بتزيد معها ال RH .



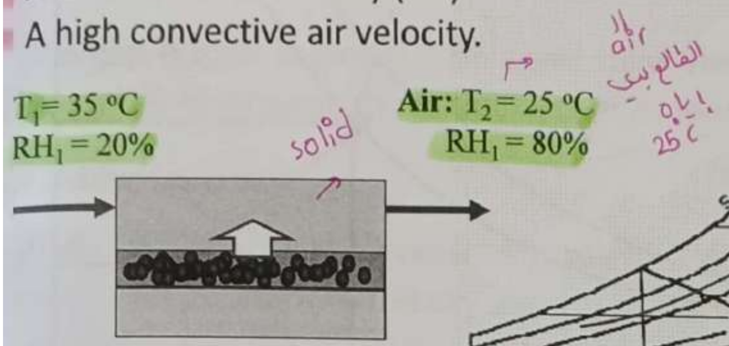
كلما زاد ال mois cont ال أعلى

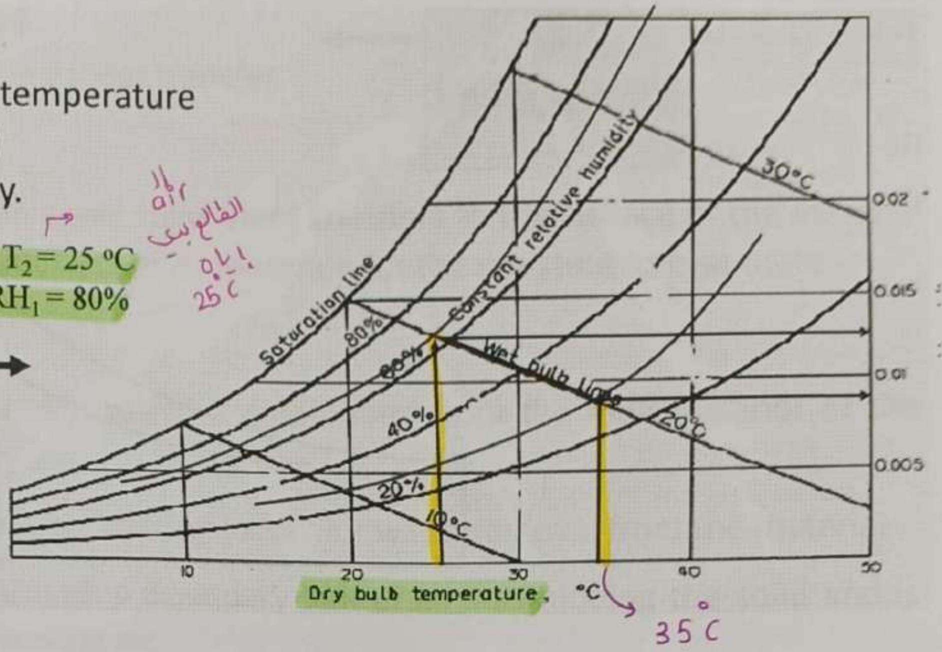
← مين بتعطي أعلى humi يلي مستوى المي فيها أكثر

Characteristics of Drying Air

The air that is capable of carrying moist from solid for drying should have the following characteristics:

- A moderately high dry-bulb temperature
- A low relative humidity (RH)
- A high convective air velocity.

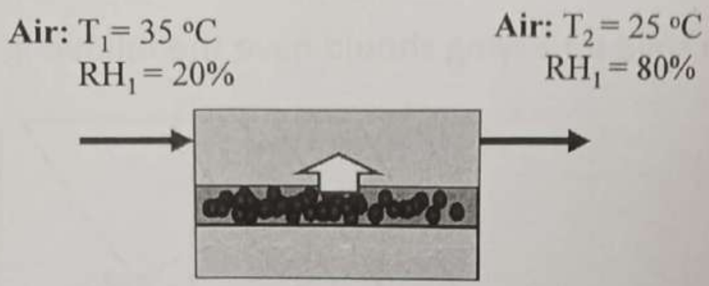


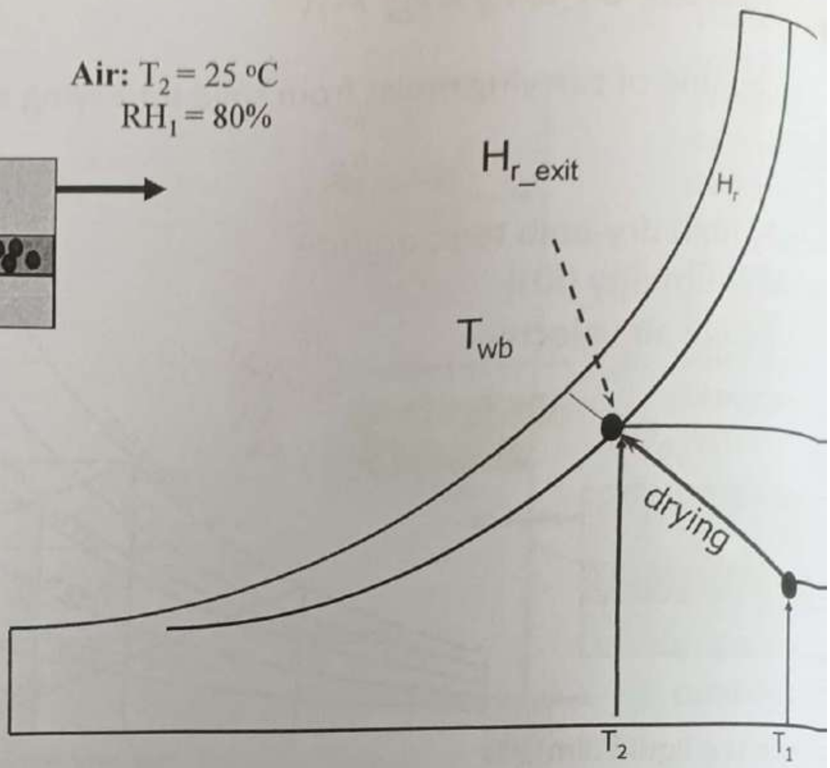


…umption:
…poration surface is a liquid film
…stant wet-bulb temperature
…cess

من الـ 35 طلعت
عند الـ 20% ومشيت
على خطوط الـ adiabatic
لو ملت 80% ونزلت
حتلاقي الحرارة الجديدة :

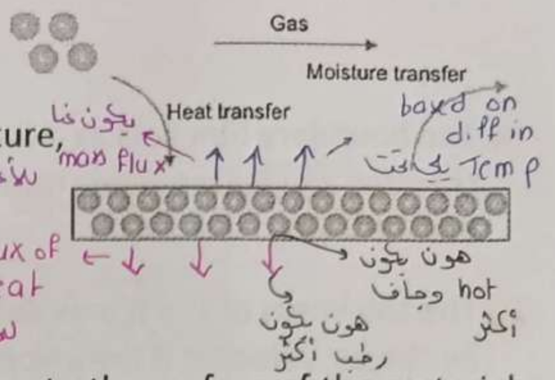
* factor that affect drying rate :-
1. RH ↓.
2. conve. air flow ↑.
3. moderate high bulb T.


Air: T_1= 35 °C
RH_1 = 20%
Air: T_2 = 25 °C
RH_1 = 80%


H_{r_exit}
H_r
T_{wb}
drying
T_2
T_1

كيف ال drying يحدث ؟

Drying Fundamentals



- The rate of drying is controlled by air temperature, humidity, & air velocity. (معاكس لللي تحت ؟)
- Drying involves both heat and mass transfer.

heat لل trans (بيلش بجير لتحت)

- **Heat transfer:**

When hot air is blown over a wet solid: Heat transfers to the surface of the material in order to provide the latent heat of evaporation for the moisture to evaporate.

- **Mass transfer:**

1. ■ A water vapor pressure gradient is established from the moist interior of the wet surface to the dry air.
2. ■ This gradient provides the "driving force" for water removal from the material
3. ■ Diffusion of water through a boundary film of air surrounding the solid and is carried away by the moving air.

* We have to have conve. air flow basing over that wet solid so heat & mass transfer.

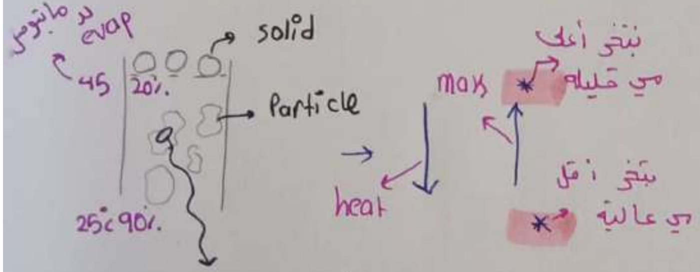
heat: g → surface

mass: → of solid bulk to surface

* علاقة ال Top ال trans لل heat هو بس λ يلي بتحتاجه وتحولها من liq لـ vap ، الحرارة يلي احت من الهواء نفسه تنقل جوا ال solid حسب ال sensible heat بالتالي في driving force .

① Pressure gradiant =>

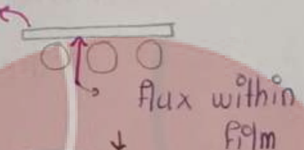
لما ترتفع الحرارة للي بجير منفذ بال pores بالتالي اي expansion وال volu نفسه بالتالي ال P بزيد



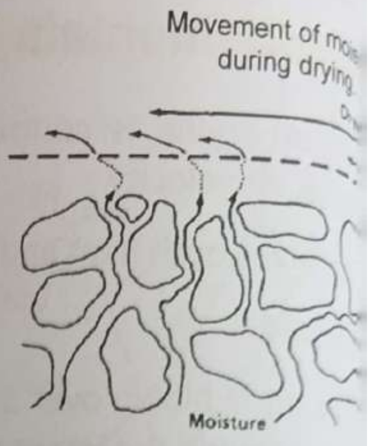
إذا تمددت وأنا محصور بـ volume ال P بزيد وتحت منفذ أقل بالتالي صار P gradiant

③ diffusion within pores (flux) =>

film (طبقة رقيقة من ال surface اي على ال)



هذا ال film إذا كمية ال flowrate عالية راح يسحب جزء منه وياخذه ، مثلاً لو عندي صحن فيه مي ومروحة تفتحها عليه جزء من القطرات راح تطلع مع الهواء at normal cond ما بنشوفها بدي shear عالي بالتالي ال thick لل film راح يقل بزيادة ال conve flow لل air إذا قلنا مفناها صار عندي حاجة انها ترجع لو منعها بدي اشي يعوض النقص لهيك بجير flux للأعلى



- The boundary film acts as a barrier to both **heat transfer** and **water vapor removal** (mass transfer) during drying.
- The **thickness** of the film is determined primarily by the **air velocity**; if the velocity is **low**, the boundary film is **thicker.**
- This reduces the **heat transfer coefficient** and consequently the **rate of rem** water vapor.
- Water vapor leaves the surface of the solid and increases the humidity of th surrounding air, causing a reduction in the water vapor pressure gradient ar the rate of drying.
- The faster the air, the thinner the boundary film, hence the faster the rate of

* زيادة ال Boundary film حاجز هاد بخفض اللي بصير الها Flux (↑)

drying rate increasing with decreasing boundary layer film

↓

زيادة ال air flow على ال
surface ما في ال flux ال porse
وقفت اذا صار flush out عندي
more flux

→ I have to optimize mass flow rate of air based on required drying rate ☺

* أنواع ال Flux :- ال solid محتوي بها ذا .. هذا يعني هاي الأنواع حسب ال solid يلي بجفف منه

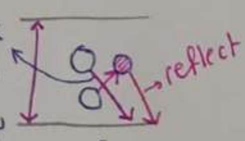
Transport of moisture within the solid may occur by any one or more of the following mechanisms of mass transfer:

- **Liquid diffusion**, if the wet solid is at a temperature below the boiling point of the liquid
- **Vapor diffusion**, if the liquid vaporizes within the material
- **Knudsen diffusion**, if drying takes place at very low temperatures and pressures, e.g., in freeze drying
- **Surface diffusion** (possible although not proven)
- **Hydrostatic pressure differences**, when internal vaporization rates exceed the rate of vapor transport through the solid to the surroundings
- **Combinations of the above** mechanisms

$\boxed{3}$ Knudsen diffusion :: => $N = \frac{\lambda}{d}$ (λ → mean free path, d → diameter)

حسب ال Pores

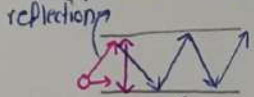
كل جزئ راح يمشي بشكل



reflect

اللي راح يمر بالسهولة بس عندي randomness عالية ال flux within the pore كويس بس inreality عندي كثير resis خلال ال path يلي ماشي منه

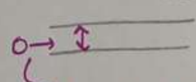
اذا مرهك بخبط بال surface وبصير reflection



$\lambda = d$

فرصة ال rel قليلة ، كلما قللت ال dia أكثر بصير صعب تمشي هيك (مش مفضل) لمرحلة بمشي هو

* لنفرض عندي H_2O له size معين وجبت 100 جزء ودخلتهم لعدول ال pore يلي كل واحد له dia مختلف ::



ما بمشي هيك بكون وراه mole تنطلق منه وهاد بياخذ وقت ::

* لهيك أحسن اشي تأخذ النص لا resi للغا ورمات عالية ولا لا pore نفسها ::

⇐ كل الأنواع يلي فوق (أنواع ال flux) بحددها طبيعة ال solid يلي بستخدمها :: .

⇐ الوصل ال Porosi عالية بالتالي flux easily تكن زي العين ما فيه Porosity بالتالي بياخذ وقت أطول

→ In Conclusion :-

we have diff flux based on diff mat it mean diff treat for drying :-

1. conv flow of air (كمية الهواء)
2. T
3. exposed surface area

العينة ما بتحرق اذا كان ال thick تحت الوعاء قليل وال surface area عالية

Drying mechanisms

Mass transfer

- Bring liquid from interior of product to surface
- Vaporization of liquid at/near the surface
- Transport of vapour into the bulk gas phase

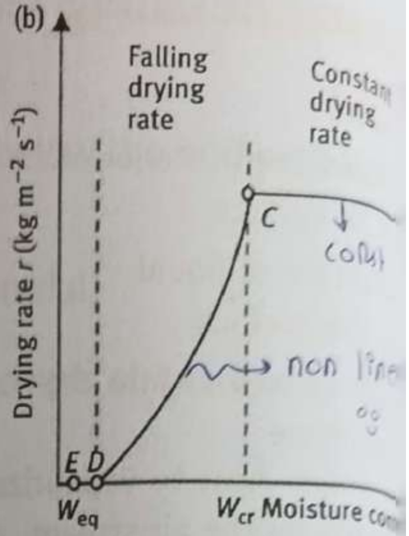
Heat transfer from bulk gas phase to solid phase:

- portion of it used to vapourize the liquid (latent heat)
- portion remains in the solid as (sensible heat)

الحرارة يلي قاعد ياخذها ال liq من الهواء ليبخر الي يلي في ال film

ال solid لما يسخن بياخذ حرارة بتكون sensible لأنه subcool :)

- Key point: heat to vapourize the liquid is adiabatically provided by the air stream. Air is cooled as a result of this evaporation
- The ΔH_{vap} is a function of the temperature at which it occurs:
  - 2501 kJ/kg at 0°C
  - 2260 kJ/kg at 100°C
  - Linearly interpolate over this range (small error though)



Three regions can be observed:

1. *Initial drying period AB*

- The liquid in the solid has a lower temperature and it needs some time to get its stationary drying state
- The mass transfer rate adjusts to the heat transfer rate and the wet surface reaches the wet bulb temperature T_{wb}

2. *Constant drying period BC*

The surface of the solid is initially very wet and a continuous film of water exists on the drying surface.

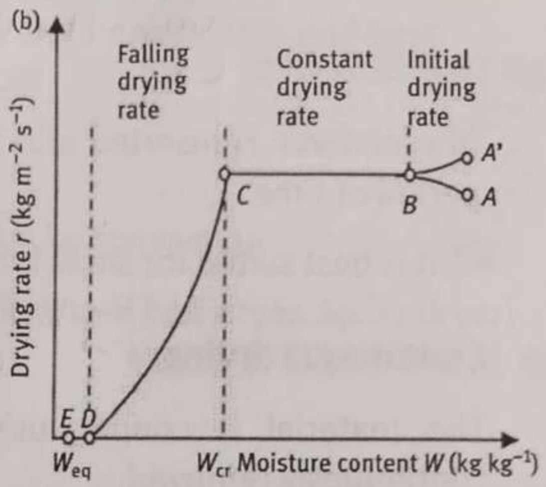
This water is entirely unbound and acts as if the solid were not present. The evaporation rate is controlled by the heat transfer rate to the wet surface

* (A or A' → B) ← فيها تسخين الي قبل ما تبخر بنسخن
ال solid لـ degree بيلش يصير evop لحون ما عندي
removal للي من ال liq لـ solid ، لما أوصل عند (B) هون وصلت
لدرجة الحرارة يلي بتبخر عندها وبلشت ال λ تكون ∵ eff ، (B ← C)
بكون const ال (C) هي آخر نقطة بالـ free water ال unbon تبخر ، بلش
التبخر من الداخل وبلش ال bonded w يلي جوا تقل ويزداد ال drying

3. *Falling drying period CD*

- Occurs when the moisture content is reduced below a critical value, W_{cr}
- The surface of the solid dries out and a further decrease of the free moisture content starts taking place in the interior of the porous solid
- In this period, the velocity of the carrier gas is less important because the transport of the moisture from within the solid to the outer surface

Three regions can be observed:



- The drying rate is controlled by the internal material moisture transport and decreases with decreasing moisture content

Classification of drying operations

زي ما نحط الكيكة جوا الفرن مباشرة وبس
نطلعها مباشرة نحط وحدة ثانية

- **Batch drying:**

The material is inserted into the drying equipment and drying proceeds f
period of time

- It is best suited for small lots and for use in single-product

يستخدم لما الإنتاج ← يكون قليل

- **Continuous drying:**

high لما بدي
or large scale (higher yeild)

The material is continuously added to the dryer and the dried m
continuously removed.

- Optimum operation of most continuous dryers is at design rate and ste
- Continuous dryers are unsuitable for short operating runs in mu
plants

From controlling P.V

ال Batch أحسن لأنه controlled
ال contin الـ inlet air F والـ T والـ Hum كلها بتتغير بالتالي
uncontroled مقارنة بالـ Batch

Drying processes can also be classified to the physical conditions used to add heat and remove water vapor * From operation P.V :-

I have to blow alot of air to effect of conve.

Convection drying:

The heat of hot gas is supplied to the material surface by convection

(**Batch dryer, Belt dryer, Rotary dryer, Flash dryer, Fluidized bed dryer, Spray dryer**)

زي لما أحط قالب بالفرن وتسخن عن طريق الحديد

Contact drying:

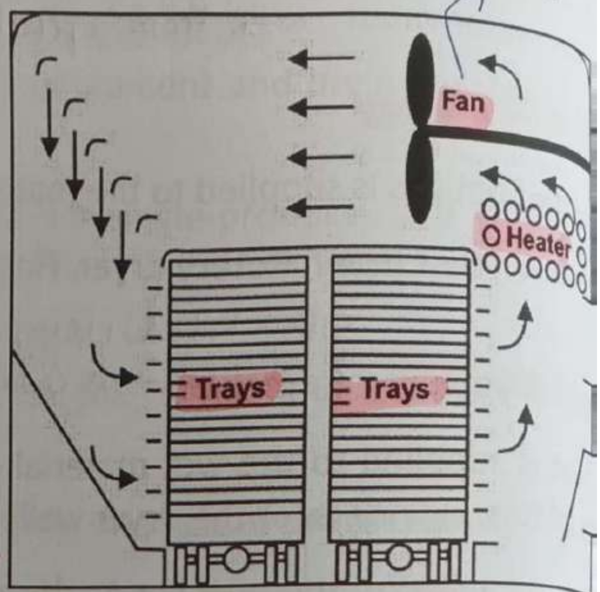
The heat is supplied to the wet material by conduction from the heated surface as bands, plates, cylinders, or the dryer wall

(**Rotary and agitator dryers, Vacuum dryers, Fluid bed dryers**)

Convective dryers: **Batch dryers**

- Large objects are placed on shelves or stacked in piles
- Unless the material is dusty, gas is recirculated through an internal heater
- These dryers are economical only for single-product rates of less than 500 tons/year.

بتزيد ال convection



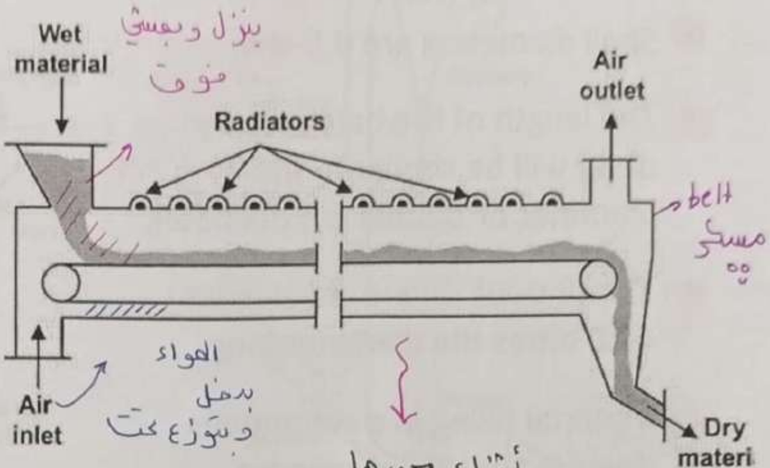
صندوق

أول اشي من الجنب بندخل air على ال A معينة
هاد ال air بندخله على heater لنزيد ال T للهواء
على سحب الهواء لما يدخل على ال heater بصير circulation
ويمر على ال trays وفي منه برجع air back
وجزء بنزل تحت ال air (out)

* ليش دمج جزء من الهواء الرطب :-
to mantain homo of product
وعملية ال drying بتكون بطيئة و smooth

Convective dryers: **Belt dryers**

- A moist solid is placed on the belt through the opening of the dryer. At the end of this chamber, the material falls from the belt into a chute for further processing.
- It can be co-current or counter-current.
- Centrifugal or axial flow blowers are used to aerate the moist materials

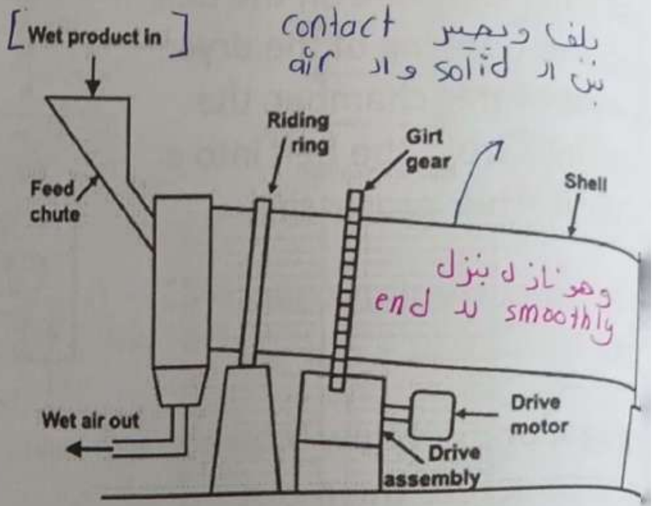


أثناء مرورها
بصير evap
مع الوقت لتوصل يكون ال
mois cont reached
إذا مش reached :-
بزيد air flow أو length أو بتحكم بال humi (:

* لو زدت ال flow rate وال belt مجتي راح يتشقق
لأنك بتشيل مي أكثر من حاجتها لانتقالها جفف ال force
لهيك زيادة ال flow rate مش خيار ، بالتالي بقدر أزيد ال Temp
أو ال length بس زيادة ال Temp فوق حد معين ممكن يتشقق ، لهيك
أحسن خيار زيادة ال length (:

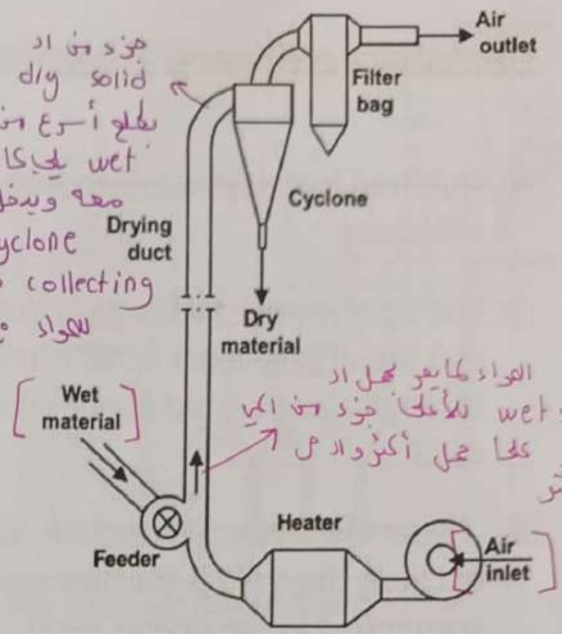
Convective dryers: **Rotary dryers**

- Shell diameters are 0.5–6 m.
- The length of the batch rotary dryer will be similar to the diameter or double the diameter.
- Continuous dryers are at least 4-10 times the diameter long
- Material filling in a continuous dryer is 10–18% of cylinder volume



Contact dryers: **Flash dryers**

- A vertical tube in which granular or pulverized materials are dried while suspended in a gas or air stream
- The available drying time is only a few seconds
- Only fine materials with high rates of heat and mass transfer or coarser products with only surface moisture to be removed are used in such dryers



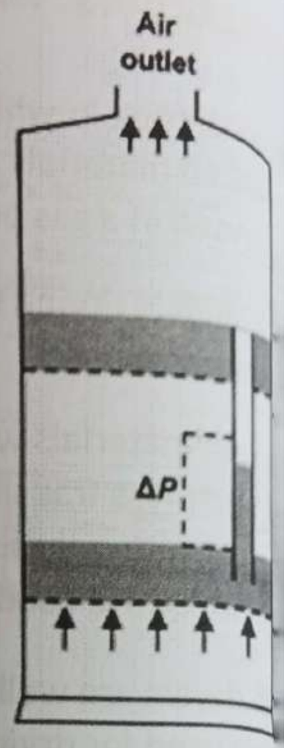
جزء من ال dry solid يطلع أسرع من ال wet لحتى كان ماشي معه ويدخل ال cyclone عملية collecting وبجيب فلترة للمواد

الهواء لما يمر يحمل ال wet solid للأعلى جزء من الي يتبخر عندها حمل أكثر وال ... أكثر

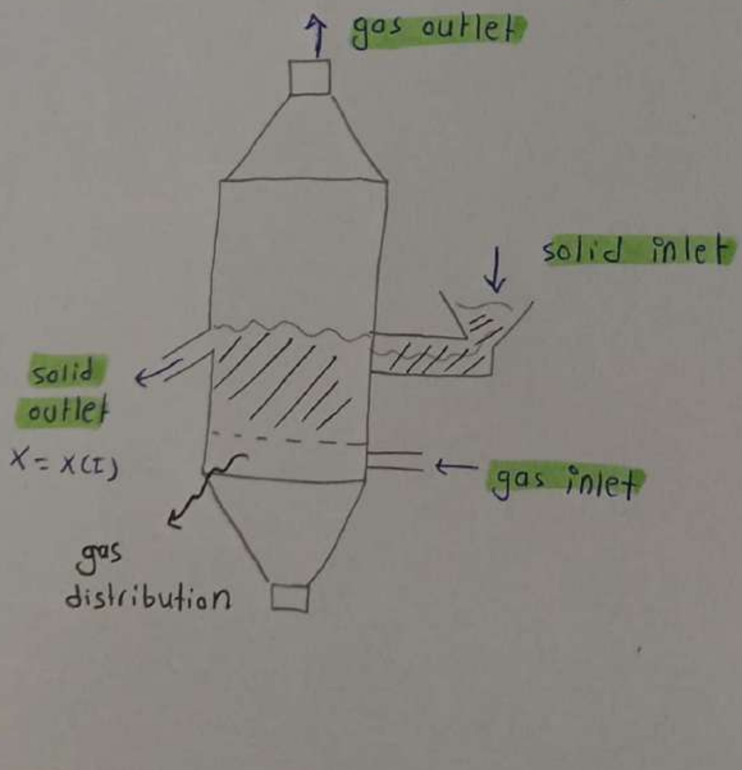
- Flash dryers are well suited for drying thermally sensitive materials and are widely used for drying organic and inorganic salts, plastic powders, granules, foodstuffs

Convective dryers: **Fluidized bed dryers**

- Fluidized bed dryers have a high drying efficiency
- The solid moves horizontally in a chute and the drying agent flows vertically through a perforated floor to fluidize the solid
- These machines can operate continuously because the solid is transported while suspended in the drying agent



* ال cylinder من ال steel بكون مثقب بحيث يسمح بمرور الهواء
ويمنع مرور ال solid بالتالي الهواء بيجي من تحت بكون بضغط عالي و بحمل معاه
ال solid ومنه wets داخل من الوسط بجدد ما عليه بعمل circulation
عملية عمل ال wet أثقل من ال dry فال dry برتفع لفوق وال wet بنزل
تحت بحل محل ال dryed وهاي عملية مستمرة .

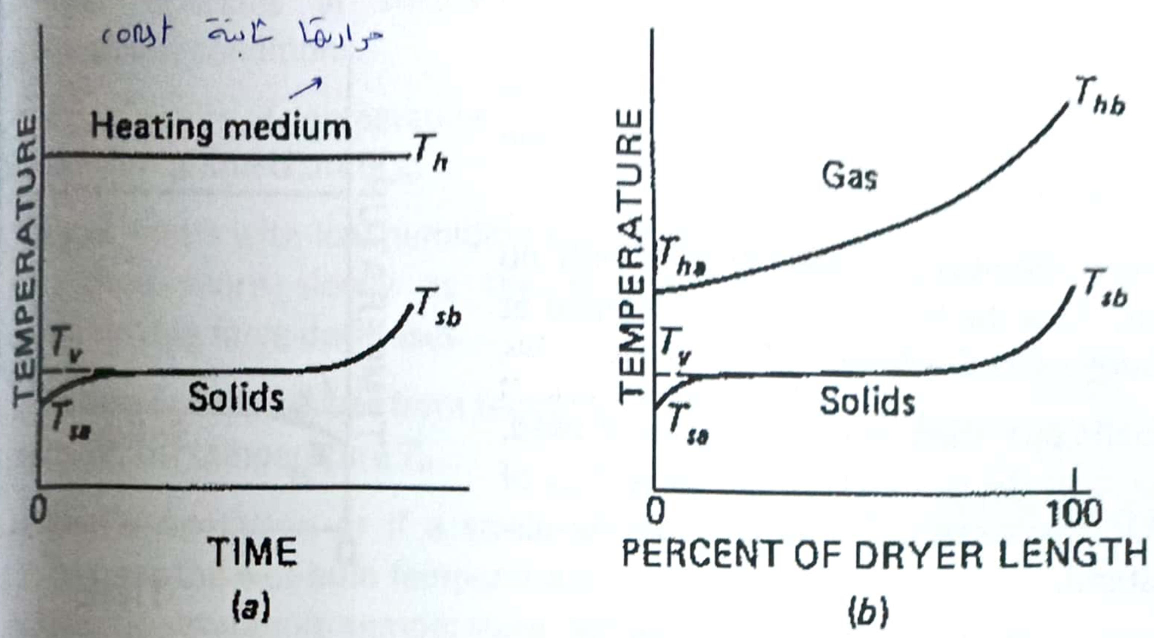


Topic 4.2. Fundamentals of Drying

This lecture

- ✓ Overview and definitions
- ✓ Drying applications

TEMPERATURE PATTERNS IN DRYERS



(a) **batch dryer**

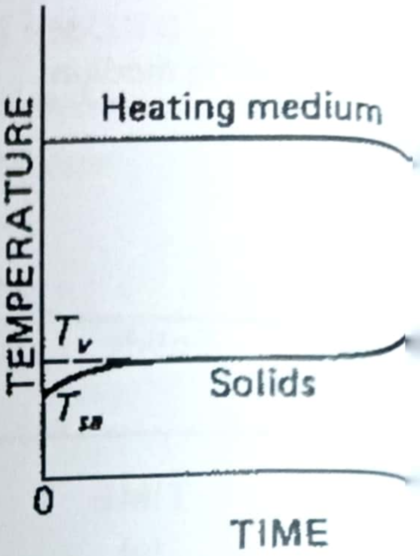
(b) **continuous countercurrent adiabatic dryer**

Batch Dryer

- The heating medium is at constant temperature
- The temperature of the wet solids rises quickly from its initial value T_{sa} to the vaporization temperature T_v.
- If the dryer operates **non-adiabatically** with no sweep gas, T_v is the boiling point of the liquid at the pressure inside the dryer.

عادةً adl ope يعني
Tv = Twb ::

- For **adiabatic operation** or If a sweep gas is used, T_v is at or near the wet-bulb temperature, T_{wb} of the gas (adiabatic-saturation temperature for air-water system).
- Drying occurs at T_v for a considerable period



* الهواء بدخل على heater بلف وبعدين برجع يطلع ، إذاً هاد ال
heater بمر منه الهواء وبوخذ نفس الحرارة وبعمل circulation وبطلع
من الجهة الثانية عندي const heating media ، ال solid بيلش بحرارة محلية
أقل من حرارة ال evaporation وبالتالي بياخذ وقت ليسخن الحرارة لل Th
بعدها بتبدأ عملية التبخر based على ال free water يلي باد solid
(un-Bounded water) وبالتالي بتظل ثابتة وبعدها بعد ما يبخر المي الموجودة
بين الفراغات باد s أو ال free w يلي على السطح زيادة بيلش التبخر
من ال s نفسه من ال porse نفسها بيلش ترتفع حرارة ال s حتى يصل
لل Tb بيلش ب Ta ل Tb .

inuous Dryer

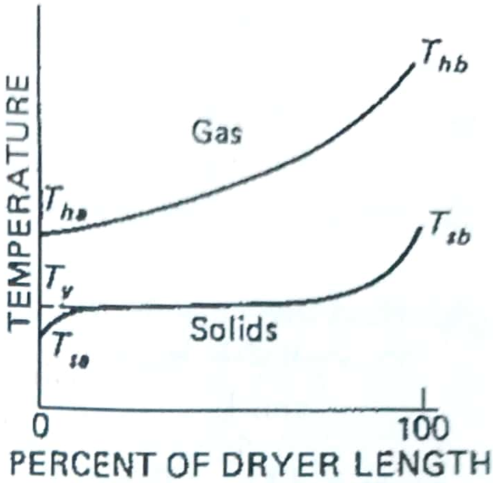
dryer operates at **steady-state, adiabatic,** r-**current** conditions.

t gas enters at temperature, T_{hb} and the hot aves at temperature T_{sb}.

gas enters with low humidity; it cools rapidly then more slowly as the temperature-nce driving force decreases.

ids are quickly heated from temperature T_{sa} to orization temperature T_v .

abatic operation or If a sweep gas is used, or near the wet-bulb temperature, T_{wb} of the iabatic-saturation temperature for air-water).



* عادة بمر cont current بلبش ال s بـ T وبلبش بـ const T
مرحلة التبخر ال free water بعدها ترتفع لل Final Temp ، لليش
بتحسن هاي العملية بكون ال g داخل بحرارة عالية Thb مدور،
الغاز مع الوقت ال g راح يبرد لأنه دخل منه humidity ، وبالتالي
قاعد بيسحب جزء من ال water إذاً عندي more humidity
إذاً ال Tg بلبش تقل علية نقصان هاي الحرارة للغاز based
على ال curve لي فوق (مش const) لأن ال humi بتغير الها
hum is flash out هناك ال بينما build up within the body of gas
أحيانا بيعمل circulation يعني over all it is flushed out
وبناءً على هاي العملية عندي heat trans و mass trans بدنا نعرف
شو المعادلات لي بتحكم كل وحدة ونعمل دمج لجدول المعادلات ونطلع xpresion
لل rate of drying .

الحرارة لي ماخد الغاز بنعطيها لا
د وبعطيها للي لي فوق ال د

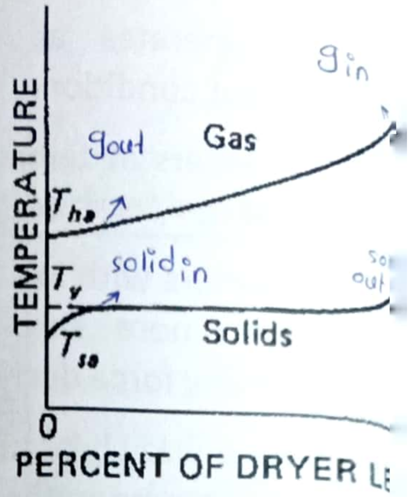
HEAT TRANSFER IN DRYER: Calculation of heat duty

1. Heat the feed (solids and liquid) to the vaporization temperature.

2. Vaporize the liquid.

3. Heat the solids to their final temperature.

4. Heat the vapor to its final temperature.



متلوما بيلش السخن

solid — initial heating of liq — vaporization of liq

$$\frac{q_T}{\dot{m}_s} = c_{ps}(T_{sb} - T_{sa}) + X_a c_{pL}(T_v - T_{sa}) + (X_a - X_b)\lambda$$

$$+ X_b c_{pL}(T_{sb} - T_v) + (X_a - X_b)c_{pv}(T_{va} - T_v)$$

heating of water solid from Tv to Tsb

heating of water in gas from Tv to Tva

T_{sa} = feed temperature
T_v = vaporization tem
T_{sb} = final solids tempe
T_{va} = final vapor tempe
λ = heat of vaporizati

هون بماي الرطوبة
ال solid قاعد بياخذ
حرارة أكبر لأنه اكثر
معظمها ملتصقة بال solid
gain more heat
أكثر من ال heat
لي بتحول ل water

eat transferred to the solids, liquid, and vapor:

$$q_T = UA\,\overline{\Delta T}$$

↳ log mean temp

U = overall coefficient
A = heat-transfer area
$\overline{\Delta T}$ = average temperature difference

rea is not known due to the variable porosity of the solids

$$q_T = UaV\,\overline{\Delta T}$$

Ua = volumetric heat-transfer coefficient, Btu/ft^3-h-°F or W/m^3-°C
V = dryer volume, ft^3 or m^3

a is the heat-transfer area per unit dryer volume

$$\overline{\Delta T} = \overline{\Delta T_L} = \frac{(T_{hb} - T_{wb}) - (T_{ha} - T_{wa})}{\ln[(T_{hb} - T_{wb})/(T_{ha} - T_{wa})]}$$

For the system water-air $T_{wb} = T_{wa}$

design equ ← $q = UA\,\Delta T$ ✳

نفسها بتعت ال heat exchanger ، كان داخل عندي

hot stream و cold ممكن يكون co-current أو hot

داخل بحرارة عالية وال cold قليلة وطالع ال hot بحرارة

أقل من ال cold ال cold بحرارة أعلى معناته ال

driving force كانت الفرق بين ال T cold وال T hot بما

إنها مش متساوية استعملنا ΔT_{log} ، دهون نفس الاشي ال diff باد

T مش متساوي لهيك ΔT_{log} .

A → area of solu → مش ال area

exposed عندي pores الباقي

we have to cons area per unit

volume of solid to account for the

effect of porosity

لهيك ال design equ بدنا نكتبها

in term of $UaV\Delta T$

$\frac{\text{area}}{\text{volum}}$ * volum → exposed area

هترجع نفس أول معادلة ☺

For a continuous adiabatic dryer the heat balance over gas phase → gain by gas at the end

$$q_T = \dot{m}_g(1 + \mathscr{H}_b)c_{sb}(T_{hb} - T_{ha})$$ $m_g C_{sb} \Delta T$

$\dot{m}_g$ = mass rate of dry gas
$\mathscr{H}_b$ = humidity of gas at inlet
c_{sb} = humid heat of gas at inlet hum

In an adiabatic dryer T_v is the wet-bulb temperature of the gas and T_{hb} and T_{ha} are the inlet and exit gas temperatures

Calculation of heat transfere coefficient

→ to get local h we need to Nusult number (Nt)

For a heat transfer from a gas to a single or isolated spherical particle

laminar

$$\frac{h_o D_p}{k_f} = 2.0 + 0.60\left(\frac{D_p G}{\mu_f}\right)^{0.50}\left(\frac{c_p \mu_f}{k_f}\right)^{1/3}$$

Nt   Re   Pr   turbulent

* بما إنه عندي ال gin ال H مكملة وال gout
ال H له مسارات أخرى الثاني كل ما مشي الغاز كلما
صار build up لل humidity ضمن هاد الغاز اذا
exist gas لل final hum ال we have to con
($\mathscr{H}_b$)

* عندي 2resis وحدة related لل local heat trans
coeff ومرتين عندي h عالي كلما كان ال heat لل trans
من ال g لل L بيكون أسرع وعندي resis ثانية لل max trans
اللي هي ال flux of water from body of s لل surface بيعني
max trans coeff ، هدول ال coeff's كلما كانو أعلى كلما كان ال rate
we need to figure out local لل drying أسرع وأفضل ، اذًا
h & K & give ratio between them
وهاد بيعطي indication عن ال rate of drying

hum. و ال absor ال زي ال dryer لل design ال
number of tran لأنه نفس المبدأ نمشي بدنا نوجد ال unit

T-TRANSFER UNITS

adiabatic dryers, especially rotary dryers, are conveniently rated in terms of the er of heat-transfer units they contain. One heat-transfer unit is the section in which mperature change in one phase equals the average driving force (temperature ence) in that section.

$$N_t = \ln \frac{T_{hb} - T_{wb}}{T_{ha} - T_{wb}}$$

$$N_t = \frac{T_{hb} - T_{ha}}{\overline{\Delta T}}$$

$$\boxed{\overline{\Delta T} = \overline{\Delta T}_L = \frac{(T_{hb} - T_{wb}) - (T_{ha} - T_{wa})}{\ln[(T_{hb} - T_{wb})/(T_{ha} - T_{wa})]}}$$

the system water-air $T_{wb} = T_{wa}$ $\Rightarrow$ $N_t = \ln \dfrac{T_{hb} - T_{wb}}{T_{ha} - T_{wb}}$

$$N_t = \int_{Tha}^{Thb} \frac{dTh}{Th - Ts}$$

Thb → solid

Tha → gas

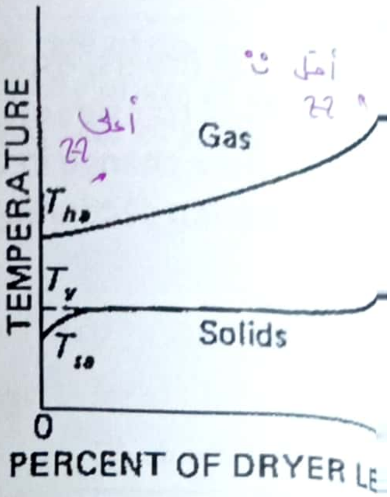
كمية الماء يلي طلعت من ال s طلع بالغاز يعني كمية ال

vap يلي طلعت هي ال $m_s(X_a - X_b)$

MASS TRANSFER IN DRYER:

Vapor mass is transferred from the surface of the solid to the gas and sometimes through interior channels of the solid.
The resistance to mass transfer, not heat transfer, may control the drying rate.

Xa → قديش كمية مي Per unit mass of dry solid



The average rate of mass transfer $\dot{m}_v$

كمية ال s يلي حملت بال s يبس طلع

$$\dot{m}_v = \dot{m}_s(X_a - X_b)$$

diff moisture content

If the gas enters at humidity $\mathscr{H}_b$, the exit humidity $\mathscr{H}_a$

$X_a > X_b$

mass of vap

$$\mathscr{H}_a = \mathscr{H}_b + \frac{\dot{m}_s(X_a - X_b)}{\dot{m}_g} = \mathscr{H}_b + \frac{\dot{m}_v}{\dot{m}_g}$$

كمية الماء يلي انتقلت خلال ال path (??)

dry bond gas

أحيانًا بدنا نعرف قديش سرعة التجفيف
ال drying per unit t حتى نحافظ على جودة
هاد المنتج :)

Rate of drying

Drying rate: is the amount of solvent evaporated from solid per unit time and area

كمية ال الموجودة

$$R = -\frac{L_s}{A}\frac{dX}{dt} \qquad \frac{\text{mass of water evaporated}}{(\text{surface area exposed for drying})(\text{time})}$$

rate of change of mois cont. with respect to time

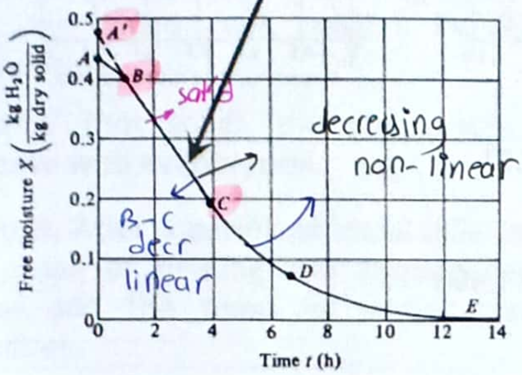
exposed area

L_s: mass of dry solids X: is the free moisture content A: is the surface area exposed for drying

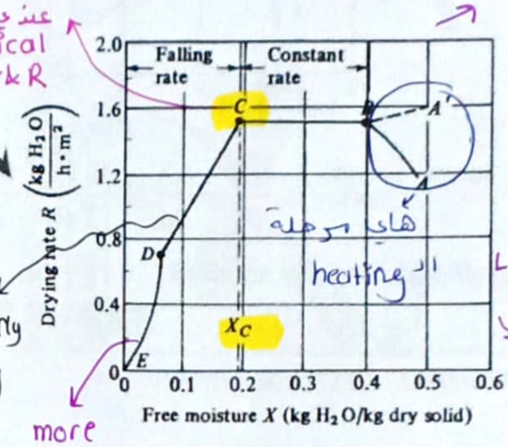
const rate :)

Slope = R = drying rate

عند هاي النقطة عندي critical X_c R



linearly falling



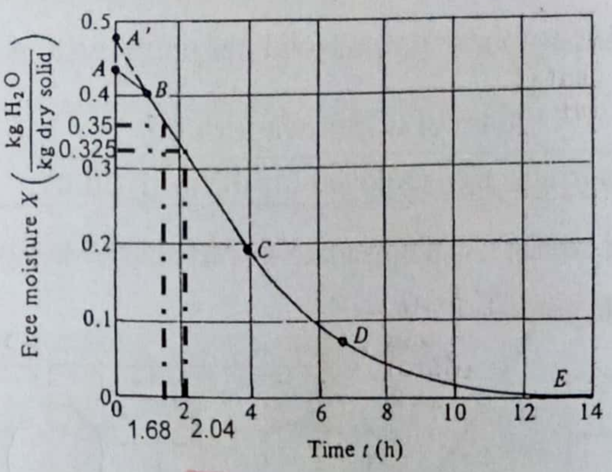
إذا أخذت ال diff in mox const بين نقطتين وقسمتهم على الزمن بيعطيني هاد dX/dt لو ضربته بـ L_s/A بيعطيني R بالتالي برسم ال R مع ال X :)

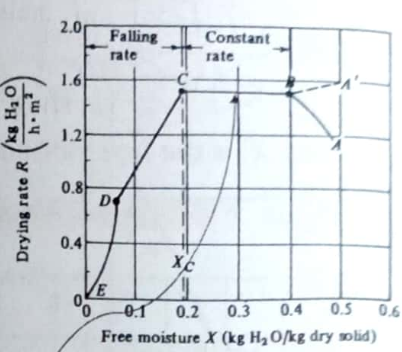
في المختبر بنحط صينية pan فيها solid و salt وبنحطه على جهاز الميزان بوزنا ويعطي وزن مع الزمن وبنفخ هواء و بنصير نقيس مع الزمن قديش بتتغير قراءة الميزان قاعد بنزل بيلش بوزن عاي يعني بيلش يقل لأن جزء من الماي بتبخر ، (وزن الميزان - وزن ال sol'n ال dry اللي أنا عارفه)
↓
هاد راح يساوي كمية الماي اللي كانت موجودة :)

(B-C) ← هاي المنطقة اللي لما يكون ال solid sat'd بالماي يعني راح نخسر الماي اللي مش bounded يعني المرحلة الثانية ال bond based on diffusion

هاي المعادلة لل const rate ال Falling له معادلة ثانية

$$\boxed{R = -\frac{L_s}{A}\frac{dX}{dt}}$$





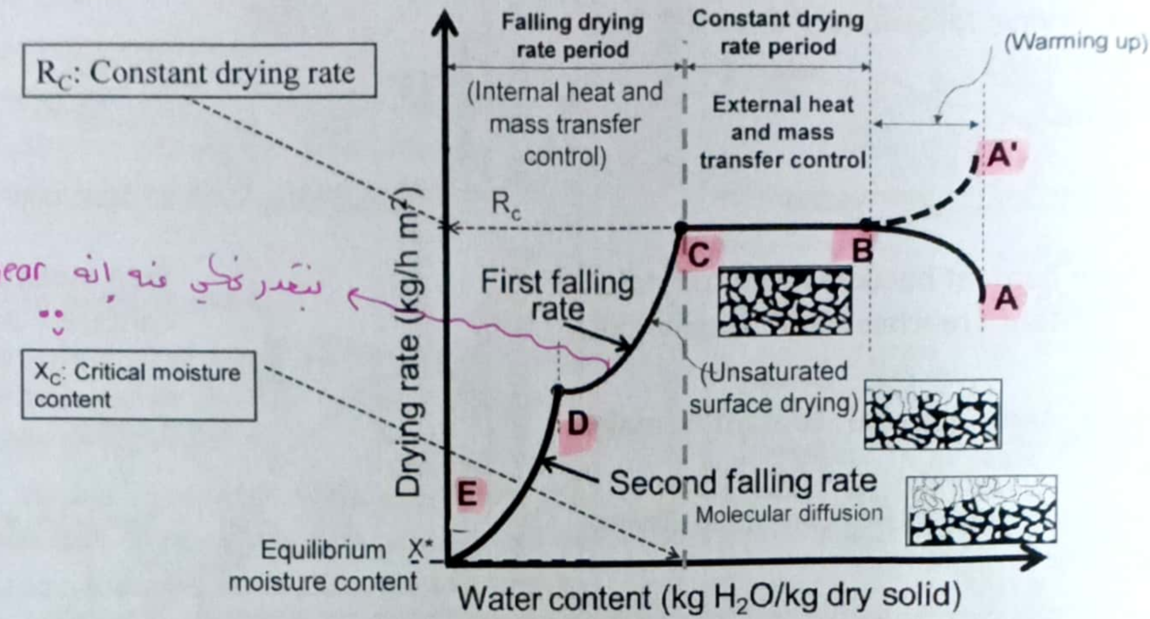
$$\frac{dX}{dt} = \frac{\Delta X}{\Delta t} = \frac{(0.35 - 0.325)}{(1.68 - 2.04)} = -0.07$$

$L_s/A = 21.5$ kg dry solid/m^2 .

$R = -21.5\,(-0.07) = 1.493$

← من نقطة C ببلش يتبخر من ال solid نفسه على based 2 factor
لي هي عادة ال internal mass trans ← related to heat & mass
based on surface & molecular diffusion جوا ال pore وبالتالي for
First falling rate بتكون linear بس الثاني بصير non liner :)

Resistances affecting drying

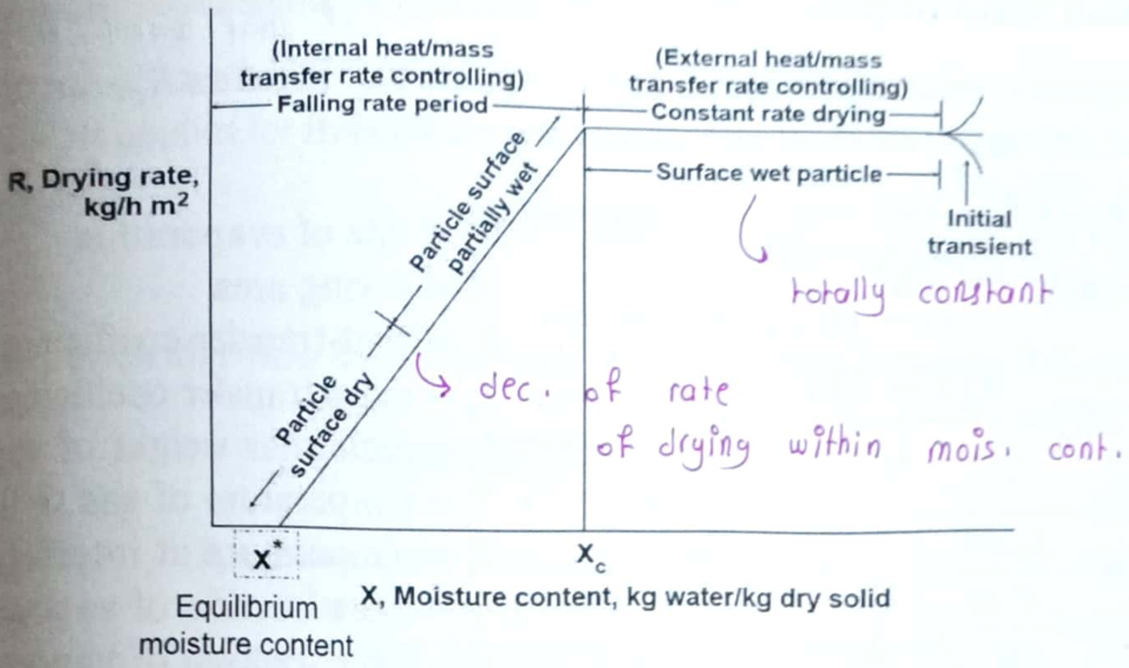


بنقدر نحكي منه إنه linear تغيره
مع ال :)
mois cont

① A → B عملية ال heating لل solid مرات بكون ال solid من قبل heated
بالتالي ببلش ال evop. ومرات ال smooth s بالتالي بزيد الحرارة لتصل للنقطة
B بحيث تبلش عملية ال drying :) .

② B → C تتم عملية ال drying من ال moisture لي مش موجودة داخل ال pore
لي جاي unbounded وبالتالي عملية التبخر هاي based على حد بس عندي driving force
بين المواد (ال P للمواد) وال P عند ال s لي بحكمها هو ال external mass trans وهاي
const drying rate حد بس rate of change of w بالنسبة لل time per unit A
لبالتالي هاي for a given mass of solid mixture
const عند أي نقطة بين B و C معدل التبخر per unit time بكون const
لأنه ما فيه resis يعيق هاد ال water إنه يطلع من ال solid & liq
into gas phase وبالتالي كمية التبخر متساوية دائماً ثابتة :) .

③ C ← ما يصير عند النقطة C على الماي ال free w الموجودة بين ال s كلها بتخرت خل
الماي لي جوا ال solid ← based on molecular diff or cabillary
driving force عندي ، عندي 10 قطع صلصال كل وحدة على شكل sphere بين كل وحدة
والثانية عندي voidage فيها من هاي الماي طلعت بين ال voidage هاد لغاية ال C
بمجرد ما طلعت الماي بين الفراغات بدها تبلش تطلع الماي من ال particle نفسه خروج الماي
من ال particle نفسه بكون non-linear بناءً على ال Ratio بين ال mass
وال cont dry rate مع الزمن في البداية ال rate of dry عالية لكن مع الزمن بتبلش
تخف ال rate لل drying كمية الماي لي بتطلع per unit t بتكون أقل لأنه أصلاً
لما كلما قلت كمية الماي كلما صار صعب تطلعها حتى أصل لمرحلة ال
particle تكون totally dry (R=0) يعني ال free w بتتبخر كلها وبتبلش تطلع
من ال particle نفسها مرحلة ال diffusion لل بوصل critical mois cont :)
...



Typical textbook batch drying rate curve under constant drying conditions

عيّنة من مغزونة الـ solid بدنا نطلعها
ونقلل المي الموجودة داخل الـ Particle

Ti → at interfac sat'n Temp (wet bulb T) based on mass or heat we can obtain the rate of evap of that water from s.

Calculation of constant-rate of drying

During the constant-rate period the drying rate per unit area R_c, can be estimated based on mass transfer or on heat transfer coefficients

mass flow rate of water

$$\dot{m}_v = \frac{M_v k_y (y_i - y) A}{(1 - y)_L}$$

log mean هاي لأن عملية الـ water الـ removal non linear بين الـ liq والـ g

$$\dot{m}_v = \frac{h_y (T - T_i) A}{\lambda_i}$$

$\dot{m}_v$ = rate of evaporation
A = drying area
h_y = heat-transfer coefficient
k_y = mass-transfer coefficient
M_v = molecular weight of vapor
T = temperature of gas (bulk)
T_i = temperature at interface
y = mole fraction of vapor in gas
y_i = mole fraction of vapor at interface ← عيّنة المي الموجودة عند الـ interface
λ_i = latent heat at temperature T_i

$$\boxed{R = -\frac{L_S}{A}\frac{dX}{dt}}$$

معدل تغير الـ mois cont with respect to time.

$$R_c = \frac{\dot{m}_v}{A}$$

تكامل

$$t_c = \frac{m_s (X_1 - X_2)}{A R_c}$$

عيّنة المي .. هي نفسها L_S ..

$$\left[\int_0^{t_c} dt = \int_{X_1}^{X_2} \frac{-L_s}{A} \frac{dX}{R} \right]$$

→ const rate of drying

هاد الـ time اللازم لإزالة الـ w من الـ initial moist cont down to critical mois cont (ini up to final)

← $\dot{m}_v$ mass flow rate لل water يلي بتخرج من الـ solid
per unit time بنقدر نحسبها بطريقتين طريقة الـ mass trans أو الـ heat trans

← $\dot{m}_v$ على الـ conv mass trans ، الـ mass يلي بالـ solid طلع
بالغاز بالتالي بنقدر نحسبها من الـ mass trans flux من الـ s
أو الـ mass trans flux من الـ g (طلع من الـ s دخل بالـ g) يلي
دخل بالغاز هو عبارة عن الـ flux يلي هو number of mole. per unit exposed A of s

flux = diff + conv → represent by mass trans coeff × drgiving force

← هادمهمل لأنه flow عنّي

$(y_i - y)\uparrow$ ← كلما كانت عالية كلما كان
عيّنة التبخر كبيرة وكلما كان الـ yi قريب للـ
التبخر بيكون almost sat'n يلي هو الغاز
بالتالي ما عنا flux سعي من الـ solid لل
gas بالتالي الـ rate of drying بيقل ..

أسهل من الـ
mass transfer

عشان أجيب
على معادلة الـ
مش على الاسئلة بيـ يلي
منى عناح أجيب
hy

The heat transfer coefficients can be estimated:

- For air flowing parallel with the surface of a solid (based on the properties of air at 95°C; it applies for Reynolds numbers between 2600 and 22,000)

$$h_y = 8.8G^{0.8}/D_e^{0.2}$$

* the max velocity of air is $G = \rho v$ velocity of air

- For a perpendicular flow to the surface, at air velocities between 0.9 and 4.5 m/s,

$$h_y = 24.2G^{0.37}$$

h_y = heat-transfer coefficient, W/m²-°C
G = mass velocity, kg/s-m²
D_e = equivalent diameter of the airflow channel, m

The coefficients for the above equation in English units, with *h* in Btu/ft²-h-F, *G* in lb/ft²-h, and *De*, in ft, the coefficient 8.8 becomes 0.01 and 24.2 becomes 0.37, respectively.

هدول
بستخدم لما أحول
english unit

تقدر أعرف ال hum لل air في

مدخل مفتوح من فوق ومن تحت للهواء ، التجفيف بحير فوق وتحت > احل

Example 4.2.1 Drying rate during the constant-rate period

A filter cake 24 in. (610 mm) square and 2 in. (51 mm) thick, supported on a screen, is dried [on] both sides with air at a wet-bulb temperature of 80°F (26.7°C) and a dry-bulb temperature o[f] (48.9°C). The air flows parallel with the faces of the cake at a velocity of 3.5 ft/s (1.07 m/s). [The] density of the cake is 120lb/ft³ (1922 kg/m³). The equilibrium-moisture content is negligible [under] the conditions of drying the critical moisture is 9% dry basis. Equivalent diameter De is equ[al ...] ft. $\lambda_i = 1049\ Btu/lb$. Air density $\rho = 0.068\ lb/ft^3 = 1.096\ kg/m^3$ at 120 F.

(a) What is the drying rate during the constant-rate period?
(b) How long would it take to dry this material from an initial moisture content of 20% (dry [basis]) to a final moisture content of 10%?

بدي أوجد ال time اللازم من ال لـ 20% لل 10% ، ال critical عندي 9%.
معناها ال 10% فوق ال critical يعني لسا عندي

Solution

The interface temperature T_i is the wet-bulb temperature of the air, 80°F.

The mass velocity of the air is $G = \rho v$

$$= 0.068 \times 3.6 \times 3600 \frac{s}{h} = 863 \frac{lb}{ft^3.h}$$

الطلب G ، هسا من ال correlation في السلايد بحل حسب h .

، const. rate
هسا لو كانت 8% بشتغلها من 20 لـ 9 لل const بعدين من ال 9 لل 8 for other rate of drying

rate of water removal

$h_y = 0.01\, G^{0.8}/De^{0.2}$ ⇨ $h = 0.01 \times 863^{0.8}/2^{0.2} = 1.94\ \text{Btu/ft}^2\text{-h-°F}$

a) The drying rate during the constant-rate period, R_c critical

$$R_c = \frac{\dot{m}_v}{A} \qquad \dot{m}_v = \frac{h_y(T - T_i)A}{\lambda_i} \quad ⇨ \quad R_c = \frac{1.94(120 - 80)}{1049} = 0.074\ \text{lb/ft}^2\text{-h}$$

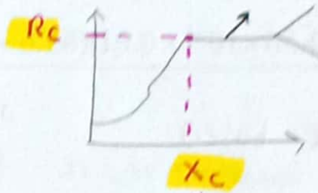
b) Since drying is from both faces, The dried area A is $2 \times \left(\frac{24}{12}\right)^2 = 8\ \text{ft}^2$.

The rate of drying $\dot{m}_v$

$$\dot{m}_v = 0.074 \times 8 = 0.59\ \text{lb/h}$$

The volume of the cake is $(24/12)^2 \times (2/12) = 0.667\ \text{ft}^3$, and the mass of bone-dry solids is $120 \times 0.667 = 80$ lb. The quantity of moisture to be vaporized is $80(0.20 - 0.10) = 8$ lb. Drying time t_T is therefore $8/0.59 = 13.5$ h. ⇝ الزمن اللازم to removal that water from solid

هنا متساوي يعني R const



critical

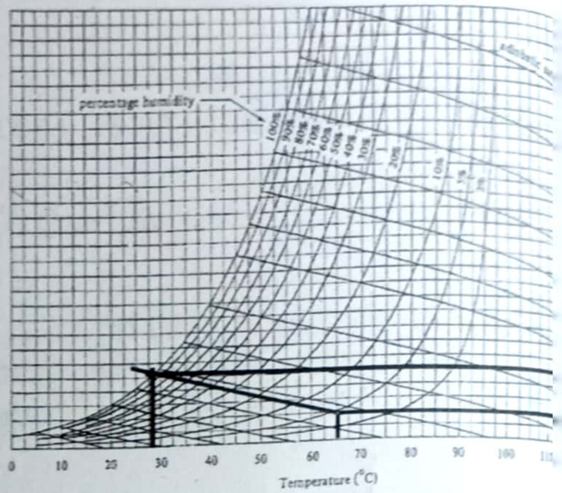
$\frac{lb}{ft^2 \cdot h} \times ft^2 \rightarrow \frac{lb}{h} \rightarrow lb / lb/h \rightarrow h$

$\boxed{R \rightarrow A \rightarrow m \rightarrow t}$

يعني ماخذ drying الأوس ال
top

Example 4.2.2 Constant drying rate using heat transfer equations

An insoluble wet granular material is dried in a pan of 0.457 by 0.457 m and 25.4 mm de material is 25.4 mm deep in the pan, and the sides and bottom can be considered to be insu Heat transfer is by convection from an air stream flowing parallel to the surface at a veloci m/s. The air is at 65.6 °C and has a humidity of 0.010 kg water/kg dry air. Estimate the rate drying for constant-rate period.



من جدول بقدر أطلع ال Tw

Solution

من ال
chart

Entering air at $T = 65.6$ °C. $H = 0.010$ kg water/kg dry air.

From psychrometric chart:

- The wet bulb temperature is: $T_w = 28.9$ °C
- The saturated humidity **at** $\mathbf{T_w}$ is: $H_w = 0.026$ kg water/kg dry air.
- The humid volume of the gas mixture is

$$v_H = (2.83\times10^{-3} + 4.56\times10^{-3}H)T$$
$$= (2.83\times10^{-3} + 4.56\times10^{-3}\times0.01)(65.6+273.15) = 0.974\,\text{m}^3/\text{kg dry air}$$

should be change based on last humidity

مقلوبه بيعطي ال
density

ake basis **1 kg dry gas** H_{ini}, Entering air at T= 65.6 °C. H = 0.010 kg

→ 0.01 kg water→ 1.01 kg mixture.

he humid volume of the gas mixture per kg dry gas

$$v_H = (2.83 \times 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} H)T = 0.974 m^3/kg \text{ dry air}$$

$$v = 0.974 \frac{m^3 \text{ mixture}}{\text{kg dry air}} \frac{1 \text{ kg dry air}}{1.01 \text{ kg mixture}} = 0.964 \frac{m^3 \text{ mixture}}{\text{kg mixture}}$$

$$\rho = 1/v = 1.037 \frac{kg}{m^3}$$

$$G = \rho u = (1.037)(6.1) = 6.3257 \text{ kg/(m}^2\text{.s)} = 22772 \text{ kg/(m}^2\text{.h)}$$

$$h_c = 0.0204 G^{0.8} = 0.0204(22772)^{0.8} = 62.45 \text{ W/m}^2.°C$$

e latent heat of vaporization, λ_w, at T_w=28.9 °C can be taken from steam tables or by erpolation using λ_w =2501 kJ/kg at 0 °C and λ_w = 2260 kJ/kg at 100 °C.
interpolation λ_w **= 2431 kJ/kg**.

من ال
steam table

* ال h هون حسبنا ها على ال inlet بس in reality
لازم تنحسب على ال ave بس لأنه ال H مش كثيرة
بنقدر نهملها ✓ نعتبرها بس على ال inlet

$$R_c = \frac{\dot{m}_v}{A} \qquad \dot{m}_v = \frac{h_y(T - T_i)A}{\lambda_i}$$

$$\boxed{\begin{aligned} R_c &= h_c(T\text{-}T_w)/\lambda_w = (62.45)(65.6-28.9)/(2431\times10^3) \\ &= 9.428\times10^{-4}\ \text{kg water vapor/(s.m}^2) = 3.39\,\text{kg water vapor/(h.m}^2) \end{aligned}}$$

The total drying rate $= R_c A = (3.39)(0.457^2) = 0.708\,\text{kg water vapor/h}$

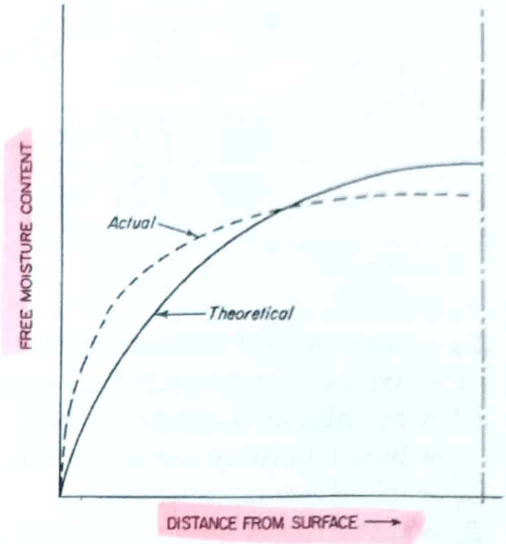
exposed area
from the top

of drying for nonporous solids based on diffusion (non const)

ing that the moisture is flowing by diffusion through the nonporous solid.
oisture distribution in a solid giving a falling-rate curve

$$\frac{X^*}{X^*} = \frac{X}{X_1} = \frac{8}{\pi^2}\left(e^{-a_1\beta} + \frac{1}{9}e^{-9a_1\beta} + \frac{1}{25}e^{-25a_1\beta} + \cdots\right)$$

$\beta = D'_v t_T / s^2$ → function of D & time
$= (\pi/2)^2$
= average total moisture content at time t_T h
= average free-moisture content at time t_T h
= equilibrium-moisture content
= initial moisture content at start of drying when $t = 0$
= initial free-moisture content
= diffusivity of moisture through solid
= one-half slab thickness



* كل الي حكيت عند ال
critical ما بيصير عندي
based on diff يلي جاي من جوا ال
Particle يعني بلشنا مرحلة ال non falling
النقطة يلي مش const ∴ .

عادة zero

$$\frac{X_T - X^*}{X_{T1} - X^*} = \frac{X}{X_1} = \frac{8}{\pi^2}\left(e^{-a_1\beta} + \frac{1}{9}e^{-9a_1\beta} + \frac{1}{25}e^{-25a_1\beta} + \cdots\right)$$

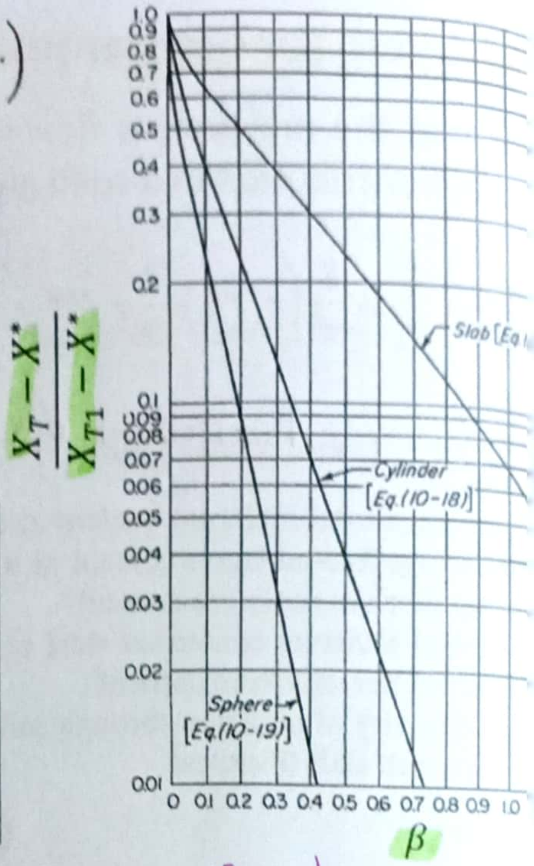
When β is greater than about 0.1

$$t_T = \frac{4s^2}{\pi^2 D'_v} \ln \frac{8X_1}{\pi^2 X}$$

ال time اللازم to ال remove mois cont من X_1 ل X_2 لما $[\beta > 1]$

$$-\frac{dX}{dt} = \left(\frac{\pi}{2}\right)^2 \frac{D'_v}{s^2} X$$

$\beta = D'_v t_T / s^2$
$a_1 = (\pi/2)^2$
X_T = average total moisture content at time t_T h
X = average free-moisture content at time t_T h
X^* = equilibrium-moisture content
X_{T1} = initial moisture content at start of drying when $t = 0$
X_1 = initial free-moisture content
D'_v = diffusivity of moisture through solid
s = one-half slab thickness



بستخدم المعادلة أو ال chart بناءً على ال β ← عادة معروفة
المسألة trial & error

Example 4.2.3 Drying rate for falling rate period (nonporous solid)

A piece of wood 25.4 mm thick is dried from an initial moisture content of 25% to a final moisture of 5% using air of negligible humidity.
If the diffusion coefficient of water within the wood, D'_v is $8.3 \times 10^{-6}\ cm^2/s$, how long should it take to dry the wood?

Solution

The one-half thickness of the piece is

$$s = \frac{25.5/10}{2} = 1.27\ cm$$

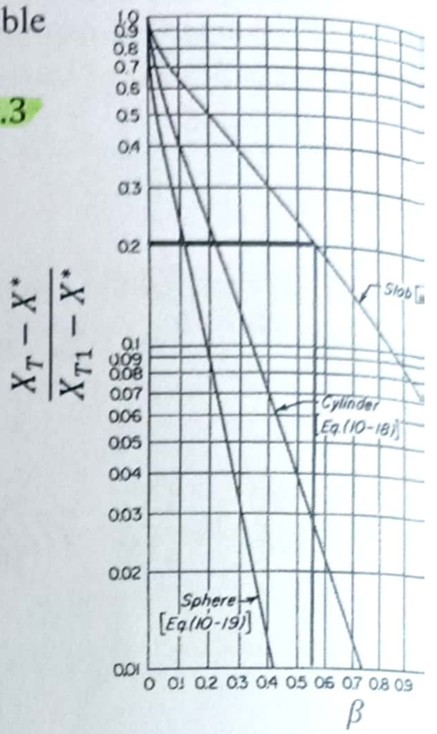
Free احترمنا ال
moist انه مهم ونحن نعرف

$$t_T = \frac{4s^2}{\pi^2 D'_v} \ln \frac{8X_1}{\pi^2 X} \Rightarrow t_T = \frac{4(12.7/10)^2 \ln [(8 \times 0.25)/(\pi^2 \times 0.05)]}{\pi^2 (8.3 \times 10^{-6}) \times 3600} = 30.6\ h$$

Example 4.2.4. Drying rate for falling rate period (nonporous solid)

A piece of wood 25.4 mm thick is dried from an initial moisture content of 25% to a final moisture of 5% using air of negligible humidity.
If the diffusion coefficient of water within the wood, D_v' is 8.3 $\times 10^{-6}$ cm^2/s, how long should it take to dry the wood?

Solution



From graph at $\frac{X_T}{X_{T1}} = \frac{5}{25} = 0.2$, the value of β is 0.57

The one-half thickness of the piece is

$$s = \frac{25.5/10}{2} = 1.27\ cm$$

$$t_T = \frac{4s^2}{\pi^2 D_v'} \ln \frac{8X_1}{\pi^2 X}$$

$$t_T = \frac{4(12.7/10)^2 \ln [(8 \times 0.25)/(\pi^2 \times 0.05)]}{\pi^2 (8.3 \times 10^{-6}) \times 3600} = 30.6\ \text{h}$$

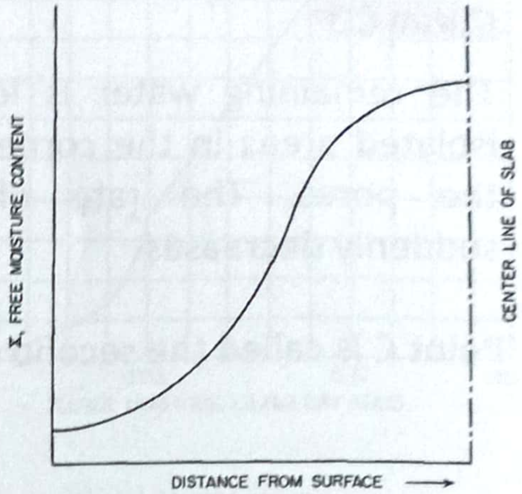
نفس المثال السابق بس هون استخدمنا ال
chart نشوف β وبتقاطع ع خط ال
slab

Falling rate of drying (non-linear)

Rate of drying for porous solids based on diffusion

Moisture flows through porous solids by capillarity and to some extent by surface diffusion. The distribution of free moisture content is concave up followed by inflection point then down.

A porous material contains a complicated network of interconnecting pores and channels, the cross sections of which vary greatly.



$$R = -\frac{dm_v}{A\,dt} = -\frac{m_s}{A}\frac{dX}{dt}$$

non linear

$$t_T = \frac{m_s}{A}\int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{R}$$

different in mois content

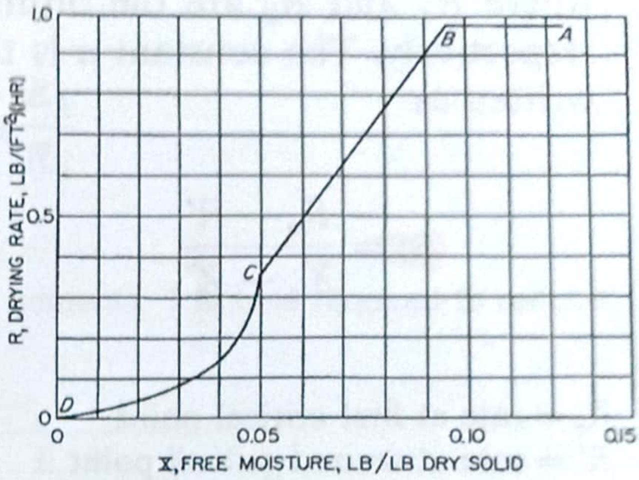
mass of solid

بالتالي التكامل مساحة تحت المنحنى

the falling-rate period, when diffusion controls, R is linear in X, with many porous solids, during the falling-rate period

$$R = aX + b$$

ere a and b are constants



$$\boxed{R = -\frac{L_S}{A}\frac{dX}{dt}}$$

$$dR = a\,dX$$

ime required in the falling-rate period

$$t_f = \frac{m_s}{aA}\int_{R_2}^{R_1}\frac{dR}{R} = \frac{m_s}{aA}\ln\frac{R_1}{R_2}$$

$R = aX + b$ → lineal

$R = \frac{Ls}{A}\frac{dX}{dt}$ → $\int dt = \frac{Ls}{A}\int\frac{dX}{R}$

$t = \frac{Ls}{A}\int\frac{dX}{\underbrace{a}_{\text{slope}}X + \underbrace{b}_{\text{intercept}}}$

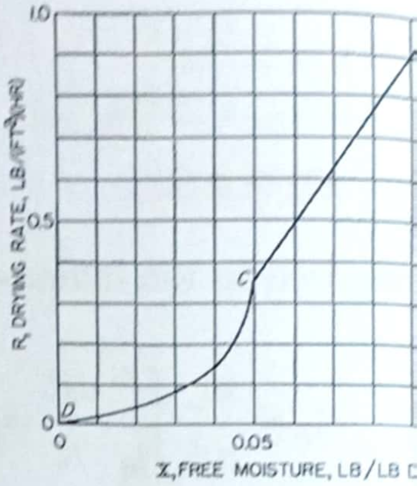
$t = \frac{Ls}{A}\int\frac{dX}{\frac{R_c - R_i}{X_c - X_i}X + b}$

نقطة أنا بحددها

$$t_f = \frac{m_s}{aA}\int_{R_2}^{R_1}\frac{dR}{R} = \frac{m_s}{aA}\ln\frac{R_1}{R_2}$$

where R_1 and R_2 are the ordinates for the initial and final moisture respectively. The constant a is the slope of the rate-of-drying curve an written as

$$a = \frac{R_c - R'}{X_c - X'}$$



R_c = rate at first critical point
R' = rate at second critical point
X_c = free-moisture content at first critical point
X' = free-moisture content at second critical point

$$\int_{R_2}^{R_1} \frac{dR}{R} = \frac{m_s}{aA} \ln \frac{R_1}{R_2} \qquad a = \frac{R_c - R'}{X_c - X'}$$

$$t_f = \frac{m_s(X_c - X')}{A(R_c - R')} \ln \frac{R_1}{R_2}$$

me can be presented in term of moisture contents. The time required to reduce from X_C to some moisture content X is :

$$= -\frac{L_s}{A}\int_{X_C}^{X} \frac{dX}{R} \qquad \boxed{R = R_c X / X_c} \xrightarrow{\text{Integrate}} t = -\frac{L_s}{A}\frac{X_c}{R_c} \ln\left(\frac{X}{Xc}\right)$$

Example 4.2.5. Estimation of drying rate

Assume that the drying rate varies linearly through the whole falling-rate period

$X_1 = 0.38\,\text{kg}\,H_2O/\text{kg dry solid}$ $\qquad X_2 = 0.04\,\text{kg}\,H_2O/\text{kg dry solid}$

$X_c = 0.195\,\text{kg}\,H_2O/\text{kg dry solid}$ $\qquad R_c = 1.51\,\text{kg}\,H_2O/(\text{m}^2.\text{h})$

$$L_s/A = 21.5\ \text{kg dry solid}/\text{m}^2$$

Calculate the time required for this drying.

Solution

const $\qquad\qquad$ falling rate

$$\boxed{t \cong -\frac{L_s}{A}\left[\frac{X_c - X_1}{R_C} + \int_{X_C}^{X_2}\frac{dX}{R}\right] = -\frac{L_s}{A}\left[\frac{X_c - X_1}{R_C} + \frac{X_c}{R_C}\ln\left(\frac{X_2}{X_C}\right)\right] = 7.03\ \text{h}}$$

عندي 2 period وحدة totally
falling والثانية const

* $X_1 \rightarrow X_c$ بطبق عليها قوانين ال const

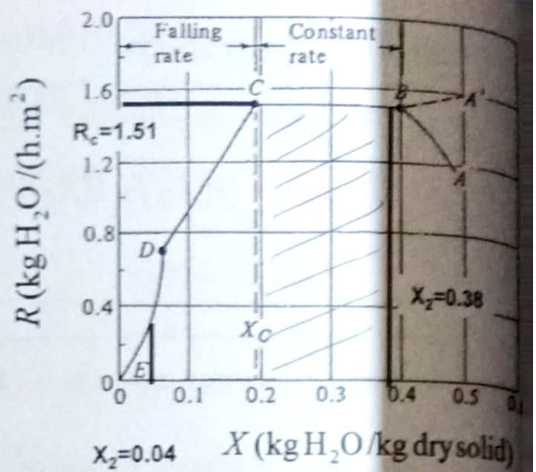
* $X_c \rightarrow X_{final}$ بطبق عليها قوانين ال falling rate

بدنا نكامل باستخدام النيوميركال ؟

Example 4.2.6. Numerical estimation of drying rate

A batch of wet solid whose drying rate curve is represented aside, is to be dried from a free moisture content of 0.38 to 0.04 kg H_2O/kg dry solid. The weight of dry solid is 399 kg and the top drying surface area is 18.58 m^2.

Calculate the time required for this drying.



Solution

$X_1 = 0.38\,kg\,H_2O/kg\,dry\,solid$

$X_2 = 0.04\,kg\,H_2O/kg\,dry\,solid$

$L_s/A = 399/18.58$

$= 21.5\,kg\,dry\,solid/m^2$

الأول من التكامل هو term ال
مساحة المستطيل يلي تحت (CB)

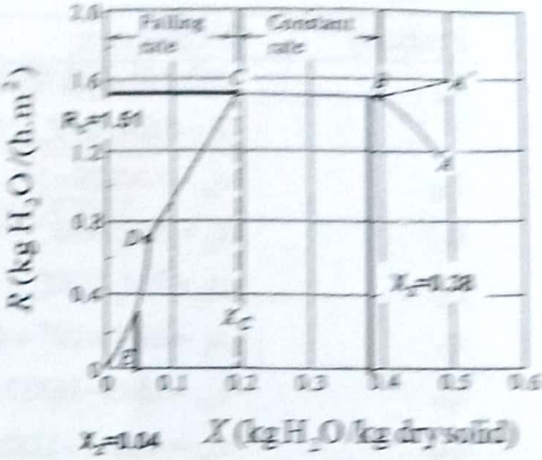
num. integration

$$t = -\frac{L_s}{A}\int_{X_1}^{X_2}\frac{dX}{R} = -\frac{L_s}{A}\left[\int_{X_1}^{X_c}\frac{dX}{R_C} + \int_{X_c}^{X_2}\frac{dX}{R}\right] = -\frac{L_s}{A}\left[\frac{X_c - X_1}{R_C} + \int_{X_c}^{X_2}\frac{dX}{R}\right]$$

- From draying rate curve: $\boxed{X_c = 0.195\,kg\,H_2O/kg\,dry\,solid}$ $\boxed{R_c = 1.51\,kg\,H_2O/(m^2.h)}$

- $\int_{X_c=0.195}^{X_2=0.04} \frac{dX}{R}$ can be integrated numerically or graphically. To perform this, read values of R and calculate 1/R:

X	R	$1/R$	X	R	$1/R$
0.195	1.51	0.663	0.065	0.71	1.41
0.150	1.21	0.826	0.050	0.37	2.70
0.100	0.90	1.11	0.040	0.27	3.70



- Using Trapezoidal rule: $\int_{X_c=0.195}^{X_2=0.04} \frac{dX}{R} \cong -0.189$

- Finally the drying time is:

$$t = -21.5\left[\frac{0.195-0.38}{1.51} - 0.189\right] = 6.7\,\text{h}$$

Topic 4.3. Continuous Drying

This lecture

- ✓ Overview and definitions
- ✓ Continuous Drying

This topic was obtained from the notes of professor Zayed Hamamreh, ChE-University of Jordan

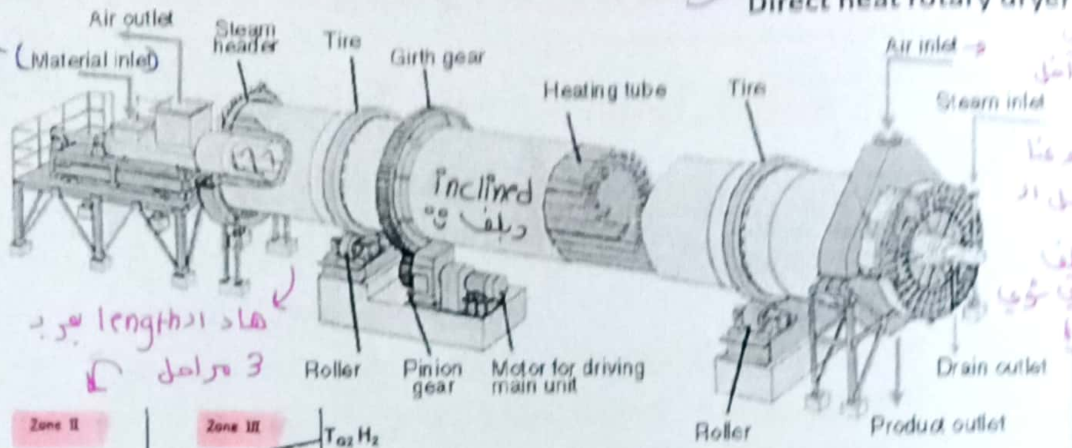
عملية الحل والانتقال من منطقة لمنطقة هي
يعني الـ solid بجي دخل يطلع من الجهة الثانية .

TEMPERATURE PATTERNS IN DRYERS

Direct heat rotary dryer

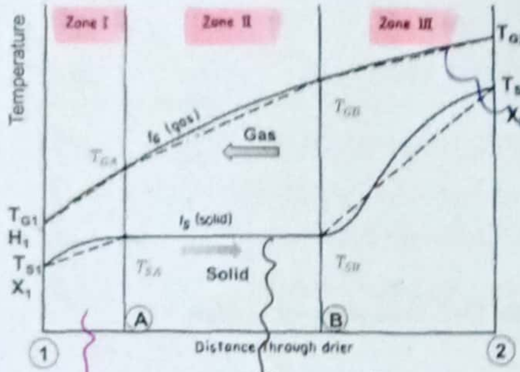
من هون بندخل الـ solid (wet)

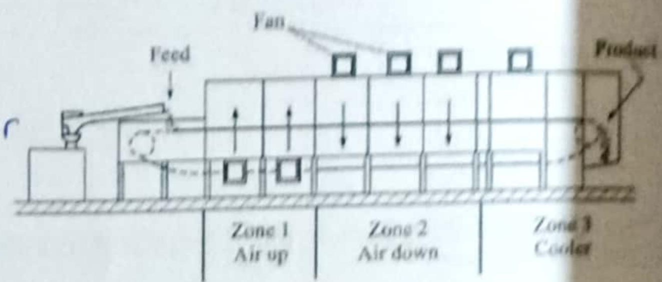
Rotary dryer



ومن هاي الجهة داخل الهواء الحار وهنا زي ما قلنا الـ solid مرفوع مائل مشان يجي يطلع by gravity

هاد الـ length بمر بـ 3 مراحل





النزول non linear لما نزل من حرارة لحرارة أقل من يلي دخل منها نتيجة لبرودة الغاز لأنه دخل وحنيه هي

بهاي المنطقة الـ s داخل بحرارة أقل من التبخر اذا بالتالي الـ solid في هاي المنطقة بجي ليوصل لمرحلة التبخر أو يعني تطلع المي من الـ solid

بعدين هون تم عملية التبخر at constrate لأن bound w يعني لسا موجودة بالتالي الـ const يلي هي الـ dew point Temp.

* الهواء الداخل بدخل بـ H قليلة ونخرج بـ H أعلى لأن جزء من الـ water يلي باد الـ solid انتقلت للـ gas وتم عملية الـ drying .

zone 1 ← مرحلة التسخين الـ H للهواء عالية
الـ solid الـ eff↓ يعني الـ driving ← قليلة بحرارة الـ extra w من الـ solid
F للغاز قليلة وهاد أصلاً مش مستغرب لهيك مش متوقعين كمية تجي تطلع من الـ solid للغاز لهيك هون الـ eff للـ removal قليلة .

* بدي أعرف الـ length للـ rotary dryer بحيث يعطي mois cont من منطقة لحقيقة (هو حاصل جمع الـ 3 أطوال) .

zone 2 ← داخل الهواء برطوبة قليلة وحرارة عالية يعني كل الظروف مهيئة إنه يشيل مي تكون كمية المي الموجودة مش كثير برضو الـ driving F قليلة
~~...~~ من الـ solid ، بتكون عالية لما يكون له Potential عالي انه يشيل وهداك عنده Potin عالي انه يعطي ، الـ flux على معناها الـ flux يلي بالغالب شغال at larg eff

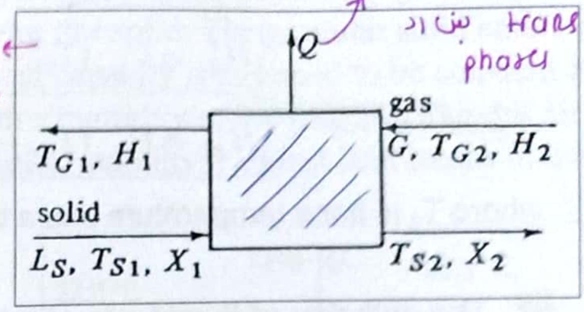
losses ، الاسطوانة حديد كاملها راح يسخن
ويشع حرارة لبرة بس هون
راح نفترض $Q = 0$
مقارنة بكمية ال heat يلي بنعطيه إلها

Balances for countercurrent continuous dryers

G: Mass flow rate of **dry air**
L_S: Mass flow rate of dry solid
X: Free moisture content.
H: Humidity
T_S: Wet solid temperature
T_G: dry gas temperature

← الغاز بعطي حرارة
وال liq بياخذ حرارة
جزء من هاي الحرارة
تروح losses

بين ال trans phases



Steady-state material balance on the moisture:

$$\boxed{L_S(X_1 - X_2) = G(H_1 - H_2)}$$

Steady-state heat balance on dryer:

$$\boxed{L_S(H'_{S1} - H'_{S2}) = G(\overset{\text{out}}{H_{y1}} - \overset{\text{in}}{H_{y2}}) + Q}$$

H'_{S1} and H'_{S2} : Enthalpies of wet solid in kJ/kg dry solid at T_{S1} and T_{S2}, respectively

H_{y1} and H_{y2} : Enthalpies of humid air in kJ/kg dry air at T_{G1} and T_{G2}, respectively.

* لأعرف كمية الغاز يلي لازم أمررها لتشيل المي حتى تنزل ال mois cont
من معينة لمعينة وال mois cont هاي بعرفها بحكي قديش ال amount
of gas هاي إلها علاقة بال design .

* بما إن الغاز دخل ب H معينة راح يطلع ب H_2 أعلى قديش ال H للغاز الطالع
اذا طلع ال gas ب H sat'd على طول ال length تبع ال dryer معناها
من البداية لا ماكان شغال صح إذاً بدي أطلع ال gas على ال H_2 قريبة من
ال sat'd

at the end of that exist
flow rate & gas

gas → له حرارة معينة   bone dry
→ اي الداخلة معه
→ اي جي من ال liq للغاز

➢ Heat capacity of dry solid (C_{ps}) and heat capacity of liquid water ($C_L \cong 4.187$ kJ/kg.K) can be used to calculate the enthalpy of wet solid at inlet and outlet:

$$\boxed{H'_{S1} = C_{PS}(T_{S1} - T_0) + X_{T,1}C_L(T_{S1} - T_0)}$$

$$\boxed{H'_{S2} = C_{PS}(T_{S2} - T_0) + X_{T,2}C_L(T_{S2} - T_0)}$$

where T_0 is base temperature has a convenient value of 0 °C

➢ The enthalpy of humid gas at inlet and outlet can be calculated from (**See humidification handout**):

$$\boxed{H_{y1} = c_{S1}(T_{G1} - T_0) + \lambda_0 H_1} \qquad \boxed{c_{S1} = 1.005 + 1.88H_1}$$

$$\boxed{H_{y2} = c_{S2}(T_{G2} - T_0) + \lambda_0 H_2} \qquad \boxed{c_{S2} = 1.005 + 1.88H_2}$$

humid heat

$\lambda_0 = 2501$ kJ/kg

➢ **Adiabatic drying**: Q = 0

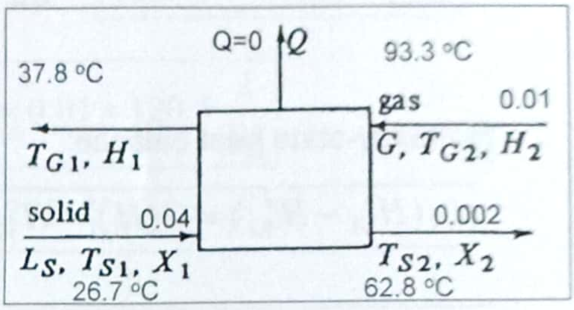
ال G وال inlet
مافيه مشكلة ع ال out
يلي قيمه

G & H out
مجهولات ، الباقي
معروفات

Example 4.3.1 Drying rate during the constant-rate period

A continuous countercurrent dryer is being used to dry 453.6 kg dry solid/h containing 0.04 kg total moisture/kg dry solid to a value of 0.002 kg total moisture/kg dry solid. The granular solid enters at 26.7 °C and is to be discharged at 62.8 °C. The dry solid heat capacity is assumed to be constant at 1.465 kJ/(kg.K). Heating air enters the dryer at 93.3 °C with a humidity of 0.01 kg H2O/kg dry air and leaves at 37.8 °C. Calculate the air flow rate and the outlet humidity. Neglect heat losses in the dryer.

Solution



L_S=453.6 kg dry solid/h; Q=0

$X_{T,1}$= 0.04 kg H_2O/kg dry

$X_{T,2}$ =0.002 kg H_2O/kg dry

T_{S1}= 26.7 °C ; T_{S2}= 62.8 °C

T_{G1}= 37.8 °C ; T_{G2}= 93.3 °C ; H_2 = 0.01 kg H_2O/kg dry air

C_{pS}=1.465 kJ/(kg.K).

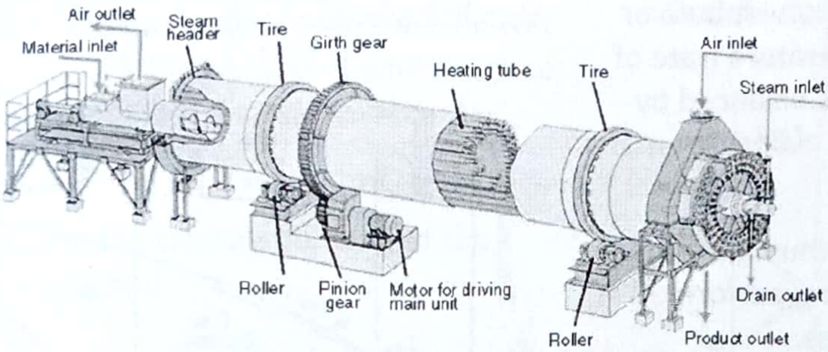
* على ال Temp air exist وعلى ال 27 بقدر أعرف ال satd hum
من ال chart وإذا ، ال satd hum أكبر معناها إحنا بخير بس بديش
ال humi كثير قليلة لأن هاد معناه جزء من ال dryer غير مستخدم
وإذا أكبر يعني ال dryer مش شغال eff بدي أطول to remove
the excess water يلي ما قدر يشيلها .

⇐ G ↑ ← معناها for less length is need
dryer وبرضو هاد فيه زيادة ال cost ، ما بدي ادفع
cost على كمية الهواء يلي بدفعها بزيادة يعني بدي
pumping أكثر لهاد الهواء ، G ↓ وبدي أزيد ال length
هاد ه كلفه بال fixed capital invest

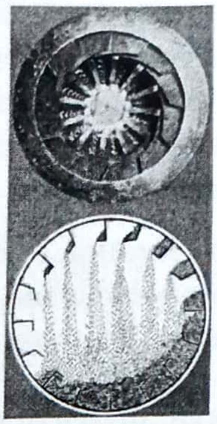
فا optimum بين ال fixed invest
وال cost of manifacter :

بدنا نبلش بال design

nalysis and design of countercurrent continuous dryers

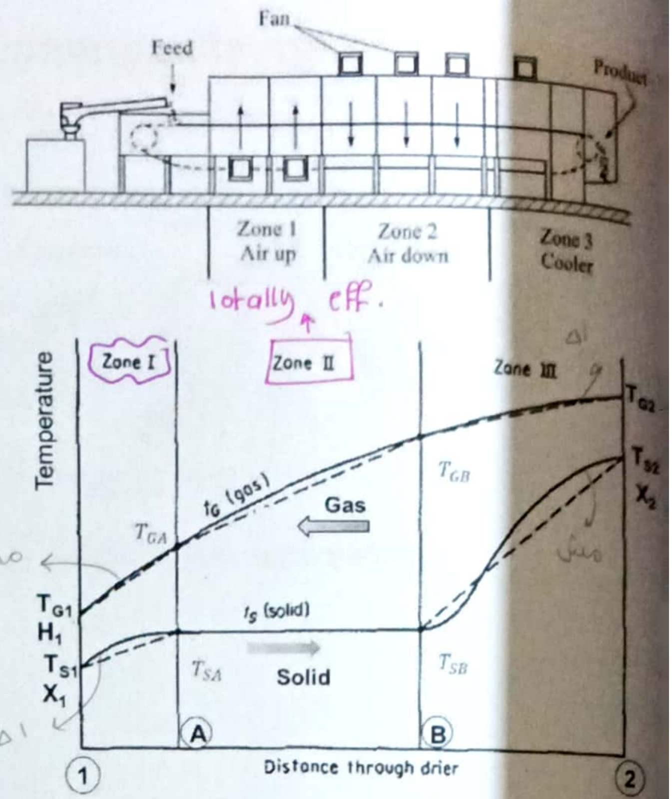


Rotary dryer



Zone I (1 → A: Preheat zone):

- The solid is heated up to the wet bulb or adiabatic saturation temperature (rate of heat transfer to the solid is balanced by the heat requirements for evaporation of moisture).
- Little evaporation occurs, thus this zone is usually ignored when drying performed at relatively low temperatures.
- The whole surface of the solid remains moist over zone I (as it happens during the constant rate drying period in a batch equipment).



Typical gas and solid temperature profiles in a countercurrent rotary dryer

حرارة ال solid بتكون
less dew point معناها بحي أنحنى أكثر
ل dew حتى بتلش عملية التبخر (dead zone)

→ totally eff

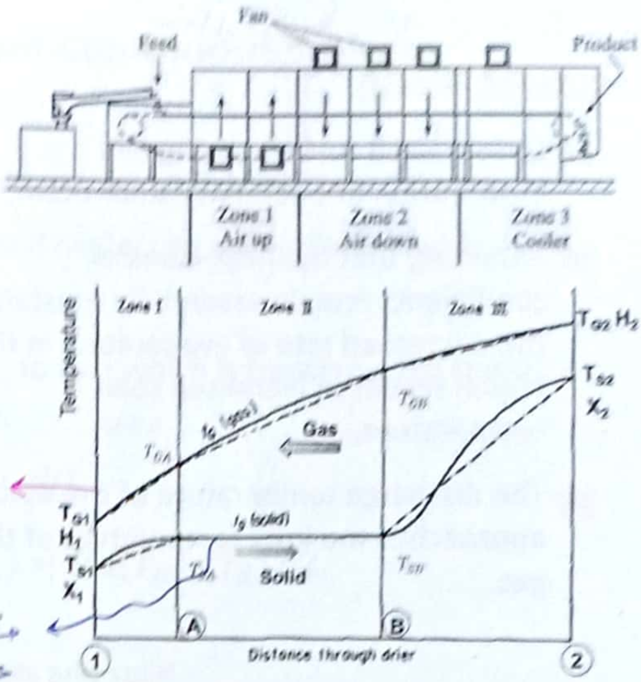
Zone II: $A \rightarrow B$:

- The equilibrium temperature of the solid remains substantially constant (at the wet bulb temperature of the air) while surface and unbound moisture are evaporated.

- At point B, the critical moisture of the solid is reached

sig عل
له diff خاص فيه

خط مستقيم لأنّ
free w عشان

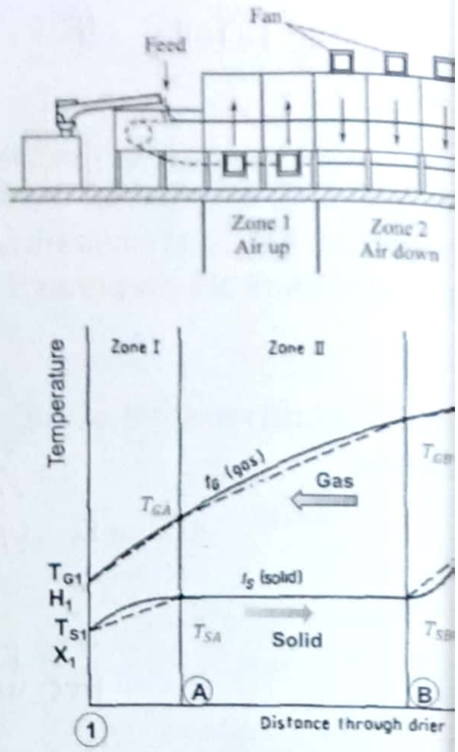


Typical gas and solid temperature profiles in a countercurrent rotary dryer

كمية مي قليلة ، مش
شغلات مربوطة مع

Zone III, $B \rightarrow 2$:

- Unsaturated surface drying and evaporation of bound moisture occur.
- Assuming that the heat-transfer coefficients remain essentially constant, the decreased rate of evaporation in this region results in increased solid temperature,
- The discharge temperature of the solid approaches the inlet temperature of the gas.



Typical gas and solid temperatu
countercurrent rotary

Differential balances for countercurrent continuous dryers

Assumptions:

- Adiabatic operation (*the losses Q = 0.0)*
- Heat transfer only from the gas (by convection), and neglecting any indirect heat transfer between the solid and the drier itself

Then, the loss in heat from the gas is equal to dq_G to that which is transferred to the solid *dq and the losses Q.*

$$\underset{\text{lost}}{dq_G} = \underset{\text{gain}}{dq} + \underset{\text{zero}}{\cancel{dQ}}$$

$$dq = U\,dS\,(T_G - T_S) = Ua(T_G - T_S)\,dZ$$

Where:

U = overall heat-transfer coefficient between gas and solid
T_G - T_s = temperature difference for heat transfer
S = interfacial surface/drier cross section
a = interfacial surface/drier volume

* ال dryer عبارة عن steel لما يمر الهواء الساخن ال steel راح يسخن لما يسخن و يجي solid عليه- هاد ال solid راح يأخذ حرارة من ال steel نفسه ، بس أنا هون معتبر كل الحرارة يلي بياخذها ال solid من مرور الغاز by convection يعني افترضت انه ال conduct مهمل لأنه الدرجة order لل conve اكبر وأسهل للحسابات

$q = -k\frac{dT}{dx}$ ← راح تكون أصعب اميك شلناها.
↓
cond

$q = h\,\Delta T$
↓
conve

* بما انه ال solid بتقلب جوا ال dryer يعني always direct contact كل ال sig عشي diff بين ال gas وال solid .

Also, $dq_G = -G\, c_s dT_G$

For adiabatic process, *the losses Q = 0.0* ⇨ $dq_G = dq + dQ$ ⇨ $dq_G = dq$

$$\rightarrow \quad -G\, c_s dT_G = Ua(T_G - T_S)\, dZ$$

where

dT_G: is the temperature drop experienced by the gas as a result of transfer of heat to the solid,

c_s: is the humid heat.

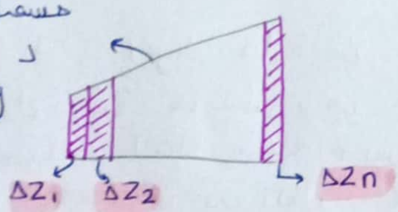
$$dN_{toG} = \frac{dT_G}{T_G - T_S} = \frac{Ua\, dZ}{G\, c_s}$$

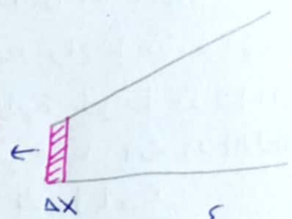
- if the heat-transfer coefficient is constant, NTU is: $\boxed{N_{toG} = \frac{\Delta T_G}{\Delta T_m} = \frac{L}{H_{toG}}}$

شو يعني !؟ ؟

Where HTU: $\boxed{H_{toG} = \frac{G\, c_s}{Ua}}$

متسفا ال dryer
لـ small
sig متساوية
based مثلا
على هاد
العرض لجي ة
25 قطعنا
sig هاد هو
ال HtoG وعددهم
هو ال Ntog
وحاصل ضربهم هو ال
Z .





بالتالي هنا vor ال eff
إذا ال eff↑ معناها (=) هاد يؤدي
عكس هاد (=)
يعني إذا أخذت overall eff
لكل ___ هاد غلط لأن ال size
مختلف أنا مو مثبت ال size يعني
شغلي غلط

* كلما صغرت العرض معناها الدقة أحسن كما قل ال Ntog كلما كانت الدقة أحسن ال Htog بزيد عدد ال sig

* زيادة عدد ال Ntog وقلة ال Htog له علاقة بالدقة للحل يلي بعطي exact trend يلي في ال exp ، ال eff بتكون 100٪ بناءً على ال exp data ، و lengths بطلع exact لل length يلي بال exp .

~> ↑ NTOG Htog ↓ Z بتكون مساوي لل exp
بالتالي ال eff هاد exact
trend يلي بدي إياه
← ال ideal بكون inf. no. of Transfer unit

where

N_{tOG} = Number of heat-transfer units

H_{tOG} = Length of heat-transfer unit

ΔT_G = change in gas temperature owing to heat transfer to solid only

ΔT_m = appropriate average temperature difference between gas and solid (Log mean average)

- The volumetric heat transfer coefficient is calculated using the correlation

$$Ua\left(\frac{W}{m^3.K}\right) = 237\,\frac{\acute{G}^{0.68}}{d}$$

where $\acute{G} = G(1 + H)$

$\acute{G}$ = total gas mass flow rate (dry air + water vapor i.e. humidity) ($kg/m^2.s$),

d = dryer diameter (m)

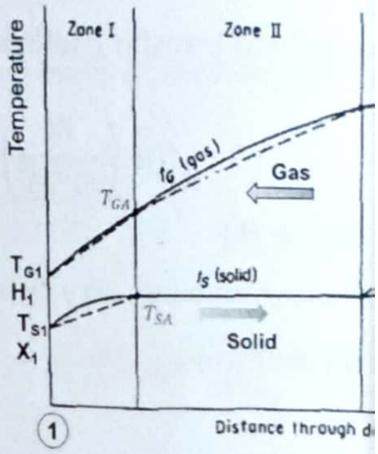
The total length of dryer is given by

$$\rightarrow \quad \boxed{L = N_{tOG} \times H_{tOG}} \quad = \frac{\Delta T_G}{\Delta T_m} \frac{G\, c_S}{Ua}$$

- For the **zone II**, for example, the number of heat transfer units is given by

$$(N_{tOG})_{II} = \frac{T_{GB} - T_{GA}}{(\Delta T_m)_{II}}$$

$$(\Delta T_m)_{II} = \frac{(T_{GB} - T_{SB}) - (T_{GA} - T_{SA})}{\ln \frac{(T_{GB} - T_{SB})}{(T_{GA} - T_{SA})}}$$



solid بدنا نخففة بواسطة هواء والمطلوب
انه الحرارة لل solid يلي طالع ما تزيد
عن 100 C

Example 4.3.2 Drying rate for falling rate period (nonporous solid)

A moist non-hygroscopic granular solid at 26 °C is to be dried from 20% initial moisture to 0.3% final moisture in a rotary dryer at a rate of 1500 kg/h. The hot air enters the dryer at 135 °C with a humidity of 0.015 and leaves at 60 °C. With condition that the temperature of the solid leaving the dryer must not exceed 100 °C and the air velocity must not exceed 1.5 m/s in order to avoid dust carry over. *Cps* = 0.85 kJ/kg.K. Find the diameter, length and other parameters of the dryer

0.3%

Solution

Solid contains 20% initial moisture:

Mass flow of dry solid:

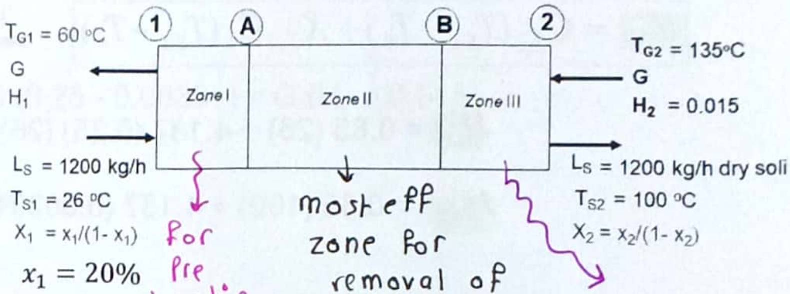
$L_S = 1500\ (1\text{-}0.2) = 1200$ kg/h,

Moisture in the wet solid:

$X_1 = 0.20/(1\text{-}0.20) = 0.25$

Moisture in the dry solid:

$X_2 = 0.003/(1\text{-}0.003) = 0.00301$



for pre heating

most eff zone for removal of water

for removal of bonded water

وهاي مش كثيرة :)

Water evaporated, $m_{w\ evaporated} = L_S\ (X_1 - X_2)$ = 1200 (0.25 – 0.00301) = 296.4 kg

Enthalpy of different streams (suppose ref temp = 0°C)

$$\boxed{H'_{S1} = C_{PS}(T_{S1} - T_0) + X_{T,1}C_L(T_{S1} - T_0)} \xrightarrow{T_0 = 0\ °C} \boxed{H'_{S1} = C_{PS}T_{S1} + X_{T,1}C_LT_{S1}}$$

$$\boxed{H'_{S2} = C_{PS}(T_{S2} - T_0) + X_{T,2}C_L(T_{S2} - T_0)} \xrightarrow{T_0 = 0\ °C} \boxed{H'_{S2} = C_{PS}T_{S2} + X_{T,2}C_LT_{S2}}$$

H'_{S1} = 0.85 (26) + 4.187 (0.25) (26) = 49.31 kJ/kg dry solid

H'_{S2} = 0.85 (100) + 4.187 (0.00301) (100) = 86.2 kJ/kg dry solid

$c_{S2} = 1.005 + 1.88 H_2$ = 1.005 + 1.88 (0.015) = 1.0332 kJ/kg dry air.K

$H_{y2} = c_{S2}(T_{G2} - T_0) + \lambda_0 H_2$ = 1.0332 (135-0) + 0.015 (2500) = 177 kJ/kg DA

$c_{S1} = 1.005 + 1.88 H_1$

$H_{y1} = c_{S1}(T_{G1} - T_0) + \lambda_0 H_1$ = (1.005 + 1.88 H_1) (60)+ 2500 H_1 = 60.3 + 2613 H_1

- Steady-state moisture material balance:

$\boxed{L_S(X_1 - X_2) = G(H_1 - H_2)}$ → 1200 (0.25 - 0.00301) = G (H_1 – 0.015)

→ G H_1 – 0.015 G = 296.4 kg **Eq. (1)**

علنا uB ، EB وطلعنا gas flowrate
وال ZA الي بناءً عليهم بدنا نطلع ال size
لل dryer وال length على ال 3 zones بحيث
لو جمعنا ال 3 length بيعطي ال total L
وإذا عرفت ال diameter صلح نعرف ال size لل dryer ∵

▪ Steady-state heat balance:

$$\boxed{L_S(H'_{S1} - H'_{S2}) = G(H_{y1} - H_{y2})}$$

$$\rightarrow 1200\,(49.31 - 86.2) = G\,(60.3 + 2613\,H_1 - 177) \qquad \textbf{Eq. (2)}$$

▪ **Solve Eqns. (1) and (2) simultaneously to get:**

G = 10560 kg dry air/h , H_1= 0.04306 kg water /kg air

ارتفعت عن ال
H الداخلة

عشان نحسب ال diameter بدنا نعرف ال
volumetric flow rate ومنها نحسب ال diameter

Calculation of the shell diameter

$\left[v_{H2\ in} > v_{H1\ out} \right]$

* ال volum flow rate تعتمد على ال V_H قديش عندي m^3 طالع من هاد الهواء أو داخل Per kg of dry air وبناءً على هاد احكي نحسب ال diameter

Humid volume of the inlet gas (135°C, H_2= 0.015), v_{H2} = 1.183 m³/(kg dry air)

Humid volume of the exit gas (60°C, H_1= 0.04306), v_{H1} = 1.008 m³/(kg dry air)

The maximum volumetric gas flow rate (this occurs at end 2)

$$= G_s v_{H2} = (10{,}560)(1.183) = 12{,}490 \text{ m}^3/\text{h} \Rightarrow 3.47 \text{ m}^3/\text{s}$$

G V_{H2} هاي assumption

- Take the maximum superficial air velocity to be 1.2 m/s (this is 20% less than the maximum allowable velocity since part of the dryer is filled with the moving solid, and the entire cross-section is not available for gas flow).

$$(\pi d^2/4)(1.2) = 3.47 \Rightarrow d = 1.98 \text{ m}$$

اذا عرفت ال G وال velocity بقدر أطلع ال cross section area ومنها ال d لل tube

لو السؤال نفسه معطي سرعة باستخدمها مثل ما هي

Select a 2-m diameter shell:

* الهواء الداخل له VH غير عن الطالع حسب ال humidity هاد الهواء على ال inlet وال out من ال chart بطلع ال V_H

in ← T & H معطيات من السؤال

out ← T معطاة ، ال H حسبناها في السلايد السابق

ما عندي consistency بال V_H بين ال in وال out معناها راح ناخذ ave عشان نعمل ال design ونطلع ال length لل dryer

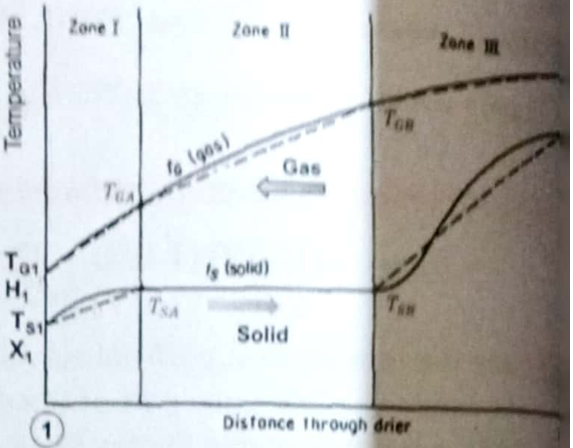
* max G ← داخل ال gas في البداية بـ flow rate بكمية أكبر وطالع بكمية أقل معناها نستخدم الكمية الأكبر لأنها راح تعطي size أو diameter أكبر لل tube يعني نستخدم V_{H2} يلي عند ال in

لو حكالنا ال min لحسبه على V_{H1} بس إحنا عادة بنشتغل على ال max

هسا بنقسم ال length لـ 3 diff zone
ومشان أطلع ال length بجيب ال NtoG وال HtoG

Calculation of the number of heat transfer units

- The dryer is considered to consist of three zones as shown in the Figure.
- The stage wise calculation of temperature and humidity or moisture content of the streams can be obtained by material and energy balance



- *Zone* III: Only heating of the solid occurs in this zone; there is little water left for vaporizatio
- At the boundary between zones III and II, the solid is at the wet-bulb temperature T_{SB}, of t air at that location.

HtoG → function of gas flow rate, humid heat & overall heat trans coeff.

NtoG → function of diff in humidity or diff in Temp or diff in moisture content.

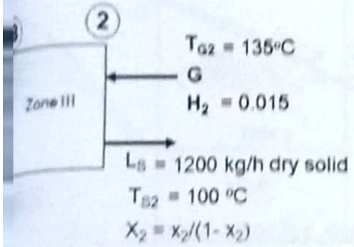
فرضناها → T_{SB}
عرفناها → T_{GB}

فرضنا T_{SB} من عندي و اعتبرت ال H ثابتة 0.015 لـ التالي من ال chart
نطلع ال T_{DA} يلي هي (T_{GB})

Assume T_{SB} (= T_{SA} = T_{WB}) = 41 °C (at H = 0.015 (inlet humidity, only heating in zone III, i.e. H = constant as solid in this zone doesn't have free moisture) and air temperature entering this zone is:

T_{DA} = 115 °C

H = 0.015 kg/kg DA



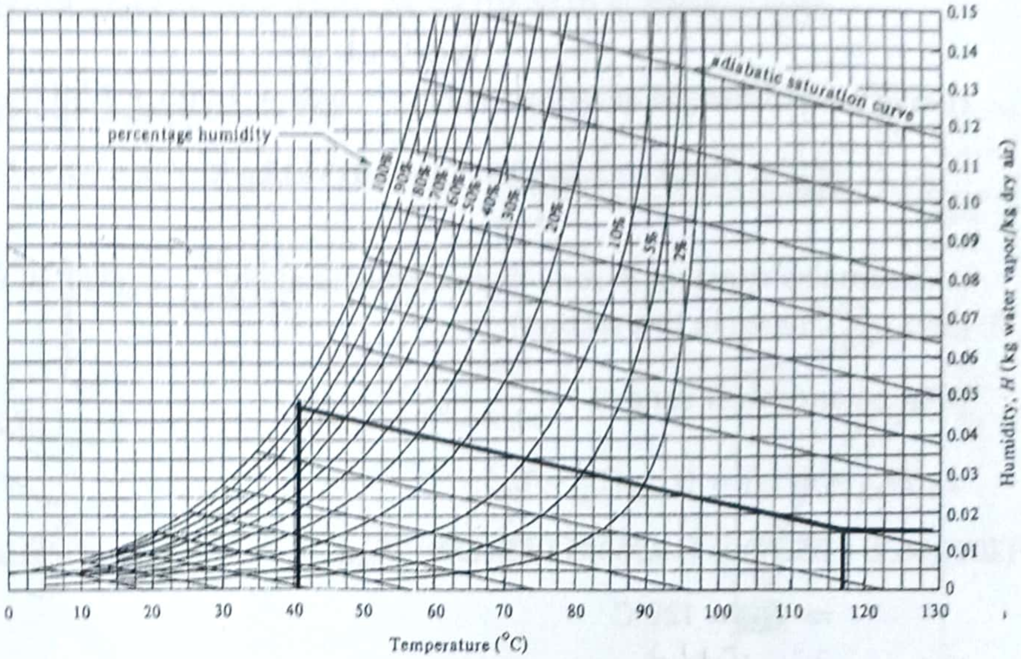


FIGURE 9.3-2. *Humidity chart for mixtures of air and water vapor at a total pressure of 101.325 kPa (760 mm Hg). (From R. E. Treybal, Mass-Transfer Operations, 3rd ed. New York: McGraw-Hill Book Company, 1980. With permission.)*

مفروض لو ال T_{SB} و ال T_G صح مفروض
نطلع ΔT_{log} و نحسب ال NtoG بس هون فرضنا انهم
غلط :(

بدنا نرجع نعمل EB ، بدنا نستخدم ال calculated vale
to recalculate ال TGB من ال EB) (looping على آخر قراءة
لغاية ما تثبت

Enthalpy of the solid at the inlet to zone III $\boxed{H'_{SB} = C_{p_S} T_{SB} + X_{T,1} C_L T_{SB}}$

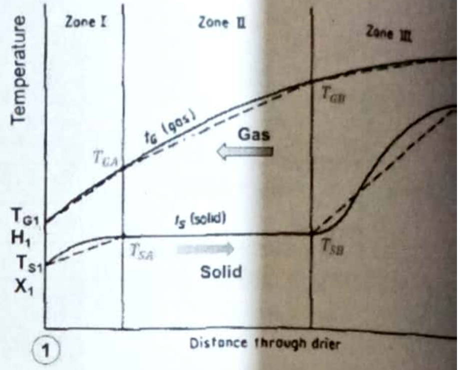
(Interface between II & III)

$$H'_{sB} = [0.85 + (0.00301)(4.187)](41 - 0) = 35.37 \text{ kJ/(kg dry solid)}$$

لـ لي فرضتها

Humid heat of the gas entering zone III $\boxed{c_{SB} = 1.005 + 1.88\, H_B}$

$$c_{sB} = [1.005 + (1.88)(0.015)] = 1.033 \text{ kJ/kg·K}$$



(this remains constant in zone III, since the humidity does not change in this section).

Heat balance over zone III

$$L_s(H'_{s2} - H'_{sB}) = G\, c_{sB} (T_{G2} - T_{GB})$$

$$(1200)(86.2 - 35.37) = (10{,}560)(1.033)(135 - T_{GB})$$

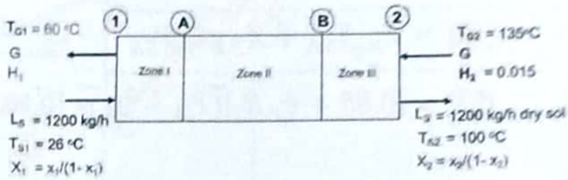
$$\Rightarrow T_{GB} = 129°\text{C}$$

طلعت قيمة جديدة لل
TGB هسا برجع لل chart
مرة ثانية على نفس ال H
0.015 وبطلع ال TSB مرة
ثانية .

قريبة من ال 41
معناها بخليها زي ما هي ..

The wet bulb temperature of air entering zone II (129 °C and humidity of 0.015) is 41.3 °C.

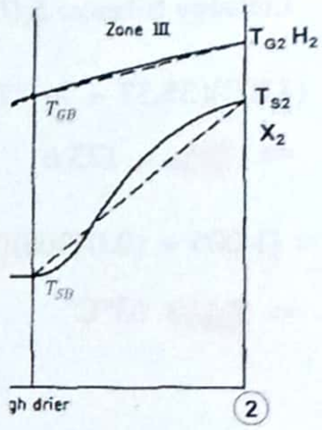
This is fairly close to the guess value of 41 °C and T_{SB} (= T_{SA}) = 41 °C **is not changed**.



At the boundary B, $\Delta T_B = 129 - 41 = 88°C$;

at end 2, $\Delta T_2 = 135 - 100 = 35°C$

Log mean temperature in zone III, $(\Delta T)_m = \dfrac{88-35}{\ln(88/35)} = 57.5°C$



طلعنا ال ΔT_{log}
وحسبنا ال N_{TOG}
..

$$(N_{tOG})_{III} = \frac{T_{GB} - T_{GA}}{(\Delta T_m)_{III}}$$

Number of heat transfer units, $(N_{tG})_{III} = \dfrac{T_2 - T_{GB}}{(\Delta T)_m} = \dfrac{135-129}{57.5} = 0.104$

نفس يلي حكيناه حتى بدنا نطبقه على zone II
و zone I

Zone II: In order to calculate $(N_{tG})_{II}$, we need the value of T_{GA}. This can be obtained by heat balance.

$$H_{yB} = [1.005 + 1.88Y_B](129 - 0) + (2500)(H_B) = 170.8 \text{ kJ/kg}. \quad (\text{since } H_B = 0.015)$$

$$\boxed{H'_{SA} = C_{p_S}T_{SA} + X_{T,B}C_L T_{SA}}$$

$$H'_{sA} = [0.85 + c_{ps}X_1](T_{sA} - 0) = [0.85 + (4.187)(0.25)](41) = 77.77 \text{ kJ/(kg dry solid)}$$

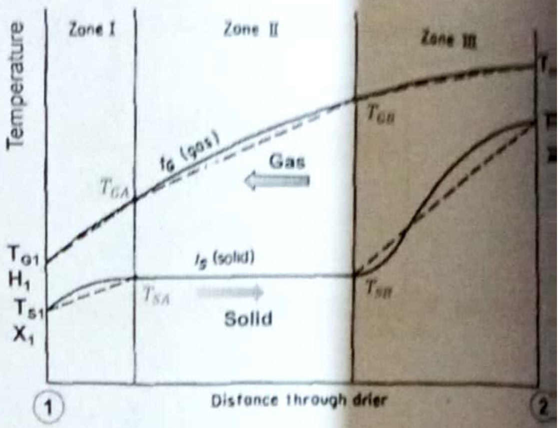
Enthalpy balance: $L_s(H'_{sB} - H'_{sA}) = G(H_{yB} - H_{yA})$

$$(1200)(35.37 - 77.77) = (10{,}560)(170.8 - H_{yA})$$

$$\Rightarrow H_{yA} = 175.6$$

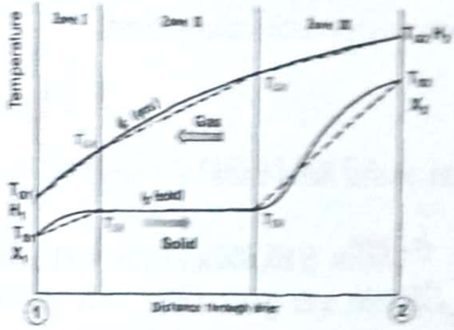
$$= [1.005 + (0.04306)(1.88)](T_{GA} - 0) + (0.04306)(2500)$$

$$\Rightarrow T_{GA} = 63°C$$



Temperature differences: At section A, $(\Delta T)_A = 63 - 41 = 22°C$; $(\Delta T)_B = 88°C$

$$(\Delta T)_m = \frac{88-22}{\ln(88/22)} = 47.6$$



Number of heat transfer units,

$$(N_{tG})_{II} = \frac{T_{GB} - T_{GA}}{(\Delta T)_m}$$

$$= \frac{129-63}{47.6} = 1.386$$

Zone I: $(\Delta T)_1 = 60 - 26 = 34°C$; $(\Delta T)_A = 22°C$; $(\Delta T)_m = \dfrac{34-22}{\ln(34/22)} = 27.5$

Number of heat transfer units, $(N_{tG})_I = \dfrac{T_{GA} - T_{G1}}{(\Delta T)_m} = \dfrac{63-60}{27.5} = 0.109$

من هون بنستنتج انه ال zone 2 مهمة اكثر اشي
لأنا فيها ال evap أكبر ما يمكن .

Total number of heat transfer units $\left(N_{tG} = 0.104 + 1.386 + 0.109 = 1.53 \right)$

Length of a transfer unit calculation

$$\boxed{H_{tOG} = \frac{G\,c_S}{Ua}}$$

Average gas mass flow rate

$G' = [(10{,}560)(1.015) + (10{,}560)(1.04306)]/2 = 10{,}867$ kg/h ← بوجدها عشان
أعرف ال Ua :)

The gas mass flow rate, $G' = (10{,}867/3600)/(\pi/4)(2)^2 = 0.961\ \text{kg/m}^2\cdot\text{s}$

Volumetric heat transfer coefficient

$$U\bar{a} = \frac{237(G')^{0.67}}{d} = \frac{(237)(0.961)^{0.67}}{2} = 115\ \text{W/m}^3\cdot\text{K}$$

Humid heats at the ends: $c_{S2} = 1.005 + 1.88H_2$

$$= 1.005 + 1.88\ (0.015) = 1.0332\ \text{kJ/kg DA.K}$$

$$c_{S1} = 1.005 + 1.88H_1$$

$$= 1.005 + 1.88\ (0.04306) = 1.083\ \text{kJ/kg DA.K}$$

Average humid heat

$$c_S = (1.033 + 1.083)/2 = 1.058\ \text{kJ/kg·K} = 1058\ \text{J/(kg dry air)(K)}$$

$$H_{tOG} = \frac{G'C_s}{U\bar{a}} = \frac{(0.961)(1058)}{115} = 8.84\ \text{m}$$

→ For safty resore

Length of the dryer, $L = (N_{tG})(L_t) = (1.56)(8.84) = 13.8$ m بنفترض انها 15

Select a 2 m diameter, 15 m long dryer