



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

جامعة ديالى

كلية الهندسة

قسم الهندسة الكيماوية

تصميم وحدة تحلية الغاز الطبيعي

المشروع

قدم إلى قسم الهندسة الكيماوية جامعة ديالى كلية الهندسة كجزء من متطلبات

الحصول على شهادة البكالوريوس في الهندسة الكيماوية

اعداد الطلبة :-

خلود جمال ابراهيم

شموس صديد سيار

عبدالله محمد جمعة

اشراف الاستاذ الدكتور

عبدالمنعم عباس كريم

2016 - 2015

الخلاصة

الغاز الطبيعي هو احد مصادر الطاقة البديلة عن النفط من المحروقات العالية الكفاءة , قليلة الكلفة , قليلة الانبعاثات الملوثة للبيئة ويعتبر مورد طاقة اولية مهمة للصناعات الكيماوية . ان الغاز الطبيعي ينتج من ابار النفط او الغاز ويتكون من المركبات الهيدروكربونية (ميثان , ايثان , بروبان , الخ.....) وكميات من الماء الحر والغازات الحامضية (غاز كبريتيد الهيدروجين وغاز ثنائي اوكسيد الكربون) حيث يعتبر وجود الغازات الحامضية في الغاز الطبيعي مواد ملوثة ومسببة للتآكل في المعدات ويسبب مشاكل بيئية لكونها غازات سامة وذات رائحة كريهة لذلك يجب التخلص منها. يهدف المشروع الى تصميم وحدة للإزالة غاز كبريتيد الهيدروجين من الغاز الطبيعي على اعتبار ان نسبة غاز ثنائي اوكسيد الكربون قليلة وهذا ما اكدته مصادر مصفى كركوك لذلك لا تؤخذ بنظر الاعتبار في حساباتنا. وقد توفرت لدينا المعلومات عن ان طاقة وحدة ازالة كبريتيد الهيدروجين من الغاز الطبيعي لمصفى كركوك هي(7512.367736 Kmol/hr)حيث ان نسبة غاز كبريتيد الهيدروجين التي تمت ازالتها من الغاز الطبيعي تساوي (426.4588) Kmol/hr.

وقد قمنا بتصميم ثلاث معدات وهي :-

1- برج الامتصاص

2-المبادل الحراري

3-فاصلة (غاز – سائل)

الفهرست

رقم الصفحة	اسم الموضوع	الفصل الاول
1	(1-1) - المقدمة	
2	(1-2) - تكوين الغاز الطبيعي	
3	(1-3) - تركيب الغاز الطبيعي	
4	(5-1) - اهمية الغاز الطبيعي	
5	(1-4) - احتياطي الغاز الطبيعي في دول العالم	
6	(1-6) - استخدامات الغاز الطبيعي	
7	(1-7) - مخاطر الغاز الطبيعي	
7	(1-8) - المصطلحات العلمية للغاز الطبيعي	
8	(1-9) - مفهوم معالجة الغاز الطبيعي	
8	(1-10) - منشأة معالجة الغاز الطبيعي	
9	(1-11) - المركبات الكبريتية في الغاز الطبيعي	
11	(1-12) - كبريتيد الهيدروجين	
12	(1-12-1) - خواص كبريتيد الهيدروجين	
12	(1-13) - طرق ازالة كبريتيد الهيدروجين	
12	(1-13-1) - الامتصاص بواسطة محلول ايثانول امين	
13	(1-13-2) - الامتصاص بواسطة محلول السلفينول	
14	(1-13-3) - الامتصاص بواسطة كربونات البوتاسيوم الساخنة	
14	(1-13-4) - التفاعل مع المواد الصلبة (Fe_2O_3)	
15	(1-13-5) - الامتصاص بواسطة كربونات الصوديوم	

15	(1-13-6) – الامتصاص بواسطة فوسفات البوتاسيوم
15	(1-13-7) – الامتصاص بواسطة الماء
16	(1-13-8) – استعمال اوكسيد الحديد العالق في محلول قاعدي
16	(1-14) - كيفية اختيار الطريقة المناسبة للتحلية
17	(1-15) - انواع الامينات
18	(1-16) - الخواص الفيزيائية والكيميائية للأمينات
20	(1-17) - وصف عملية تحلية الغاز الطبيعي
21	(1-17-1) - طريقة دخول الغاز
22	(1-17-2) - برج الامتصاص
23	(1-17-3) - خزان الوميض ثلاثي الاطوار
23	(1-17-4) - المبادل الحراري
24	(1-17-5) - برج الانتزاع

رقم الصفحة

الفصل الثاني

25	(2-1) - الموازنة الكتلية
26	(2-1-1) - الموازنة الكتلية على برج الامتصاص
28	(2-1-2) - الموازنة الكتلية على برج الانتزاع
29	(2-1-3) - الموازنة الكتلية على المكثف
30	(2-2) - الموازنة الحرارية
30	(2-2-1) - الموازنة الحرارية على برج الانتزاع
33	(2-2-2) - الموازنة الحرارية على المبادل الحراري (امين – امين)

- 35 (2-2-3) - الموازنة الحرارية على المبادل الحراري (امين - ماء)
- 36 (2-2-4) - الموازنة الحرارية على المبادل (امين - ماء)
- 37 (2-2-5) - الموازنة الحرارية على برج الانتزاع
- 39 (2-2-6) - الموازنة الحرارية على المكثف فوق برج الانتزاع

رقم الصفحة

الفصل الثالث

- 41 (3-1) - تصميم برج الامتصاص
- 41 (3-1-1) - عملية التلامس بين الغاز والسائل عند الصينية
- 41 (3-1-2) - نوعية الصواني
- 41 (3-1-3) - سبب اختيار البرج ذو الصواني
- 59 (3-2) - تصميم المبادل الحراري
- 68 (3-3) - تصميم فاصلة (غاز - سائل)

رقم الصفحة

الفصل الرابع

84	(5-1) - التلوث
84	(5-1-1) - الهواء ملوث
84	(5-1-2) - طبيعة المواد الملوثة
85	(5-1-3) - مصادر التلوث
86	(5-1-4) - آثار تلوث الهواء
86	(5-1-5) - أشهر الكوارث البيئية التي تسبب بها المواد الكيماوية
87	(5-1-6) - الجهود المبذولة للحد من تلوث الهواء
88	(5-2) - كيفية اختيار موقع المصنع
90	(5-3) - ترتيب المعدات داخل المصنع
91	(5-4) - ارشادات السلامة
96	(5-5) - كلفة المعمل
98	(5-6) - حسابات الكلفة التشغيلية

الرموز والمصطلحات :

Q = Quantity of heat transfer (Kw)

m = Mass flow rate of component (Kg / sec)

C_p = Specific heat (KJ/Kg.°C)

T = Temperature (°C)

λ = Latent heat (KJ/Kg)

y = Mole fraction of component in vapour phase

x = Mole fraction of component in liquid phase

P_T = Total pressure (atm)

P_A = Partial pressure of component A (atm)

L_m = Mole flow rate of liquid (K mole/sec)

G_m = Mole flow rate of gas (K mole/sec)

A = Absorption factor

n = Number of theoretical plate

ρ_v = Density of gas (Kg/m³) ρ

Q = Volumetric flow rate (m³/sec)

ρ_L = Density of liquid (m³/sec)

μ_m = Viscosity of mixture (Kg/m .sec)

F_{Lv} = Liquid flow parameter

C_{sb} = Vapour capacity parameter

U_{nf} = Flooding velocity based on net area

A_d = Downcomer area (m²)

A_t = Column area (m²)

D_t = Column diameter (m)

A_n = Net area (m²)

U_n = Vapour velocity based on net area (m/sec)

F = Flooding factor

A_a = Active area (m^2)

A_h = Hole area (m^2)

ψ = Fractional entrainment

U_h = Vapour velocity through holes (m/sec)

C_{v0} = Dry orifice coefficient

Δp_{dry} = Dry tray pressure drop (cm)

Q_p = Aeration factor

L_w = Weir length (m)

h_a = Head loss due to aerated liquid (cm)

h_{ow} = Height of liquid crest over weir (cm)

h_w = Weir height (cm)

Δp_T = Total tray pressure drop (cm)

h_δ = Head loss due to bubble formation (cm)

V_d = Down comer liquid velocity (m/sec)

Δ = liquid gradient (cm)

h_f = Height of froth on tray (cm)

R_h = Hydraulic radius of aerated mass (m)

D_f = Flow width normal to liquid flow (m)

U_f = Froth velocity across plate (m/sec)

ϕ = Relative froth density

Re_h = Modified Reynolds number

f = Friction factor

g = Acceleration due to gravity (m/sec^2)

A_{da} = Area under downcomer apron (m^2)

h_{ad} = Head loss under downcomer apron (cm)

h_{dc} = Height of clear liquid in downcomer (cm)

t = Thickness of column (mm)

p_i = Internal pressure (atm)

D_i = Internal diameter (m)

J = Weld efficiency factor

f' = Max allowable working stress (N/mm^2)

C = Corrosion allowance (mm)

W_v = Total weight of the shell of column (KN)

C_v = A factor to account for the weight of nozzles

H_v = Height , or length , between tangent lines (m)

ρ_m = Density of vessel material (Kg/m^3)

D_m = Mean diameter of vessel (m)

F_w = Loading per linear meter (N/m)

M_x = Bending moment at bottom tangent line (N .m)

X = Distance measured from the free end (m)

δ_{bs} = Bending stress in the skirt (N.mm^2)

δ_{ws} = The dead weight stress in the skirt (N/mm^2)

W = Total weight of the vessel and content (KN)

D_s = Inside diameter of the skirt at the base (m)

t_s = Skirt thickness (mm)

A_b = Area of one bolt at the root of the thread (mm^2)

N_b = Number of bolts

f_b = Max allowable bolt stress (N/mm^2)

D_b = Bolt circle diameter (m)

F_b = Total circle diameter (m)

D_b = Bolt circle diameter (m)

F_b = Total compressive load on the base ring per unit length

L_r = The distance from the edge of the skirt to the outer edge of the ring (mm)

t_b = Base ring thickness (mm)

f'_c = Actual base ring pressure on base (N/mm^2)

f_r = Allowable design stress in the ring material

k_w = Thermal conductivity ($\text{W}/\text{m}\cdot^\circ\text{C}$)

U_{ass} = Overall heat transfer coefficient ($\text{W}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$)

A = Area of the transfer (m^2)

D_{si} = Shell inside diameter (m)

D_o = Outside diameter of tube (m)

D_i = Inside diameter of tube (m)

L = Length of tube (m)

F_T = Correction for logarithmic mean temp. difference

B.W.G = Bring ham water guge

t_w = Wall thickness of tube (m)

A_i = Cross sectional area of inside tube (m^2)

n = Number of tube

h_i = Heat transfer coefficient inside tubes ($\text{W}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$)

pr = Prentdle number

Δp_T = The pressure drop in tube side (atm)

Pt = Triangular pitch (m)

D_b = Bundle diameter (m)

LB = Baffle spacing (m)

A_s = Heat transfer area for cross flow (m^2)

G_s = Mass velocity of material ($\text{Kg}/\text{m}^2\cdot\text{sec}$)

h_o = Heat transfer coefficient outside tubes ($\text{W}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$)

Δp_s = Pressure drop in the shell side (atm)

N_b = Number of baffle

m_L = Mass flow rate of liquid (Kg/sec)

m_v = Mass flow rate of gas (Kg .sec)

U_v = Max. design vapour velocity

D_{op} = Optimum diameter (mm)

الفصل الاول

(1-1) المقدمة

يعتبر الغاز الطبيعي احد مصادر الطاقة النظيفة غير الملوثة للبيئة, والاحتياطي المخزون منه في باطن الارض يزداد كل عام. هذه الحقائق المؤكدة كانت حافزا لخبراء الطاقة لإيجاد طرق جديدة تجعل منه بديلا للمحروقات الاخرى. من هنا فقد اصبح الغاز الطبيعي مادة الوقود المفضلة على نحو متزايد لدى الانسان العصري بوصفه خيارا طبيعيا للوقود في البيت لإعداد الطعام والتدفئة وفي المصانع والمختبرات العلمية والمستشفيات الخ... وفي السنوات الاخيرة, استخدم هذا الغاز بكفاءة عالية لاستنباط الطاقة لأسباب عديدة منها: انه يمكن تمديده بواسطة الانابيب اينما ووقتما تظهر الحاجة اليه تماما كما يمد التيار الكهربائي عبر شبكاته الخاصة, وكذلك من الممكن تخزين الغاز في مستودعات كبيرة, وبسبل واليات اسهل كثيرا من اختزان الطاقة الكهربائية, كما انه من السهل التحكم باستخدام حرارته. يتكون الغاز الطبيعي في معظمه من غاز الميثان وهو وقود نظيف.

وزيادة على ذلك, فإن الغاز الطبيعي لا يحتوي على أي قدر من الكبريت تقريبا, وهذا على العكس من الفحم الحجري والنفط, لذلك فهو لا ينتج لدى احتراقه الا مقدارا يكاد لا يذكر من ثنائي اوكسيد الكبريت, وهو الغاز الرئيسي الذي يسبب الامطار الحامضية, ومن جهة هامة اخرى فليس للغاز حين يحترق مخلفات مثل الغبار والرماد ولا يترك وراءه نفايات نووية يجب على الانسان التخلص منها. وبالمقارنة مع الطاقة النووية والنفط فإن أي حدث يقع بسبب الغاز يكون مؤقتا وينحصر محليا ولا تكون له اثار بعيدة المدى وقد شجع النمو السريع في احتياجات الغاز الطبيعي صناعة الطاقة للنظر في طرق جديدة لاستخدامات هذه المادة.⁽¹⁾

(2-1) تكوين الغاز الطبيعي

يتكون الغاز الطبيعي من العوالق, وهي كائنات مجهرية تتضمن الطحالب والكائنات الأولية التي ماتت وتراكمت في طبقات المحيطات والارض, وانضغطت البقايا تحت طبقات رسوبية. عبر الاف السنين قام الضغط والحرارة الناتجان عن الطبقات الرسوبية بتحويل هذه المواد العضوية الى غاز طبيعي. لا يختلف الغاز الطبيعي في تكوينه كثيرا عن انواع الوقود الاخرى مثل الفحم والبتروول, حيث ان البتروول والغاز الطبيعي يتكونان تحت نفس الظروف الطبيعية فأن هذين المركبين الهيدروكربونين عادة ما يتواجدان معا في حقول تحت الارض او الماء وعموما الطبقات الرسوبية العضوية المدفونة في اعماق تتراوح بين (6000-1000) m وعند درجات حرارة تتراوح بين (50-170)m تنتج بترولاً بينما تلك المدفونة اعماق وعند درجات حرارة اعلى تنتج غاز طبيعي , وكلما زاد عمق المصدر كلما كان اكثر جفافا (أي تقل نسبة المتكثفات في الغاز). بعد التكوين التدريجي في القشرة الارضية يتسرب الغاز الطبيعي والبتروول ببطء الى حفر صغيرة في الصخور المسامية القريبة التي تعمل كمستودعات لحفظ الخام, ولان هذه الصخور تكون عادة مملوءة بالمياه, فأن الغاز الطبيعي والبتروول- كلاهما اخف من الماء واقل كثافة من الصخور المحيطة – ينتقلان لأعلى عبر القشرة الارضية لمسافات طويلة احيانا. في النهاية تحبس بعض هذه المواد الهيدروكربونية المنتقلة لأعلى في طبقة لا مسامية (غير منفذة للماء) من الصخور تعرف بصخور الغطاء, ولان الغاز الطبيعي اخف من البتروول فيقوم بتكوين طبقة فوق البتروول تسمى غطاء الغاز. ولا بد ان يصاحب البتروول غاز يسمى بالغاز المصاحب , كذلك تحتوي مناجم الفحم على كميات من الميثان, المكون الرئيسي للغاز الطبيعي, وفي طبقات الفحم الرسوبية يتشبت الميثان غالبا خلال مسام وشقوق المنجم , يسمى هذا النوع عادة ب ميثان الفحم . والشكل رقم (1) يبين مراحل تكوين البتروول والغاز الطبيعي .⁽²⁾



شكل (1) : مراحل تكوين البترول والغاز الطبيعي

(3-1) تركيب الغاز الطبيعي

المكون الرئيسي للغاز الطبيعي هو الميثان، اقصر واخف جزيء هيدروكربوني ويحتوي ايضا على هيدروكربونات غازية اثقل مثل الأيثان والبروبان والبيوتان وكذلك غازات اخرى . والغاز الطبيعي المحتوي على هيدروكربونات غير الميثان يسمى غاز طبيعي مبتل. الغاز الطبيعي المحتوي فقط على الميثان يسمى غاز طبيعي جاف، وايضا يحتوي على النتروجين والهليوم وثنائي اوكسيد الكربون وكميات من كبريتيد الهيدروجين والماء. يتواجد الزئبق بكميات قليلة في الغاز الطبيعي المستخرج من بعض الحقول. يختلف تركيب الغازات الطبيعية عن بعضها البعض اختلافا ملحوظا من حقل الى اخر سواء من جهة عدد العناصر الهيدروكربونية وغير الهيدروكربونية او من جهة تركيز العناصر الداخلة في تركيبها (كما ونوعا) وذلك نتيجة لتفاوت اعماق تواجد الطبقات المنتجة لها⁽²⁾.

المصدر	ميثان	ايثان	بروبان	بيوتان	بنتان واعي	H ₂ S	CO ₂	N ₂
الحقول العراقية الشمالية	54.5	21	6.8	5	2	8.1	2.5	0.1

0.9	2	0.8	2.1	5.2	13.5	75.5	الحقول العراقية الجنوبية
0.4	9.6	15.2	0.7	0.6	1.1	3.1	جنوب فرنسا
6.1	0.2	0.4	0.8	2	7	83.5	رأس رمل الجزائر

ويبين الجدول رقم (1) معدل تركيب انواع مختلفة من الغاز الطبيعي (نسبة وزنية)⁽³⁾
جدول (2) : التركيب المثالي للغاز الطبيعي⁽²⁾

النسبة (Mol%)	الصيغة	المكونات
(50-90)%	CH ₄	الميثان
(0-20)%	C ₂ H ₆	الايثان
(0-20)%	C ₃ H ₈	البروبان
(0-20)%	C ₄ H ₁₀	البيوتان
(0-8)%	CO ₂	ثنائي اوكسيد الكربون
(0-0.2)%	O ₂	الاوكسجين
(0-6)%	N ₂	النيتروجين
(0-5)%	H ₂ S	كبريتيد الهيدروجين
(0-5)%	H ₂ O	الماء

(4-1) اهمية الغاز الطبيعي

يعتبر الغاز الطبيعي مصدرا هاما من مصادر الطاقة ويغطي حاليا جزء كبير من استهلاك الطاقة في العالم لان اعداد منتجات الغاز الطبيعي القابلة للتسويق لا تتطلب عمليات تكرير معقدة كتلك التي يتطلبها اعداد منتجات النفط الخام. فالغاز الطبيعي الجاف يتطلب ازالة المواد غير المرغوب فيها ككبريتيد الهيدروجين وثنائي اوكسيد الكربون, ويتطلب الغاز الطبيعي المبطل اضافة لذلك استخلاص الكازولين الطبيعي .

يمثل الغاز الطبيعي بنوعيه الحر والمصاحب اهم انواع الوقود الغازي وتتنوع مصادره على مناطق محددة من العالم⁽³⁾ .

(5-1) احتياطي الغاز الطبيعي في دول العالم

شق الغاز الطبيعي طريقه بصعوبة لكن بثبات خلال العقود الاربعة الماضية ليصبح ثالث مصدر احفوري في مزيج الطاقة العالمي بعد النفط والفحم, ونظرا لتسارع الطلب عليه وتطور تقنيات معالجته وتحويله الى سوائل يتوقع له ان يغدو مزاحما جديا للفحم على المرتبة الثانية بعد النفط الذي سيظل مصدر الطاقة الاول بلا منازع.

ويعرّف بعض المراقبين الغاز بانه " فارس على ظهر جواد اخضر " , بسبب نظافته وما يتمتع به من ميزات بيئية وبسبب مكانته كوقود مثالي في توليد الكهرباء. وطالما ظل المنتجون والموردون قادرين على توفير كميات كبيرة من هذه الزيادة فسوف تنتعش الآمال العالمية بخصوص الغاز الطبيعي الى درجة انه قد يهدد قوة التأثير التي يتمتع به النفط الخام خاصة بعد ان استطاع الغاز الاستقلال عنه بتطور القدرة التقنية على استكشاف الغاز (غير المصاحب) للنفط ونتاجه وتسويقه.

وبعد ان كان الغاز الطبيعي المصاحب للنفط الخام, وحتى بداية السبعينات من القرن الماضي يتم اهداره بالكامل اثناء عمليات الانتاج او التكرير, فانه بات اليوم البديل الالهم للنفط خاصة بعد ظهور مؤشرات دولية عن بداية نضوب النفط وهبوط معدلات انتاجه من مواقع مهمة مثل الولايات المتحدة وبحر الشمال مع وجود اشارات مماثلة تبشر بارتفاع سريع في استهلاك واستكشاف الغاز الطبيعي

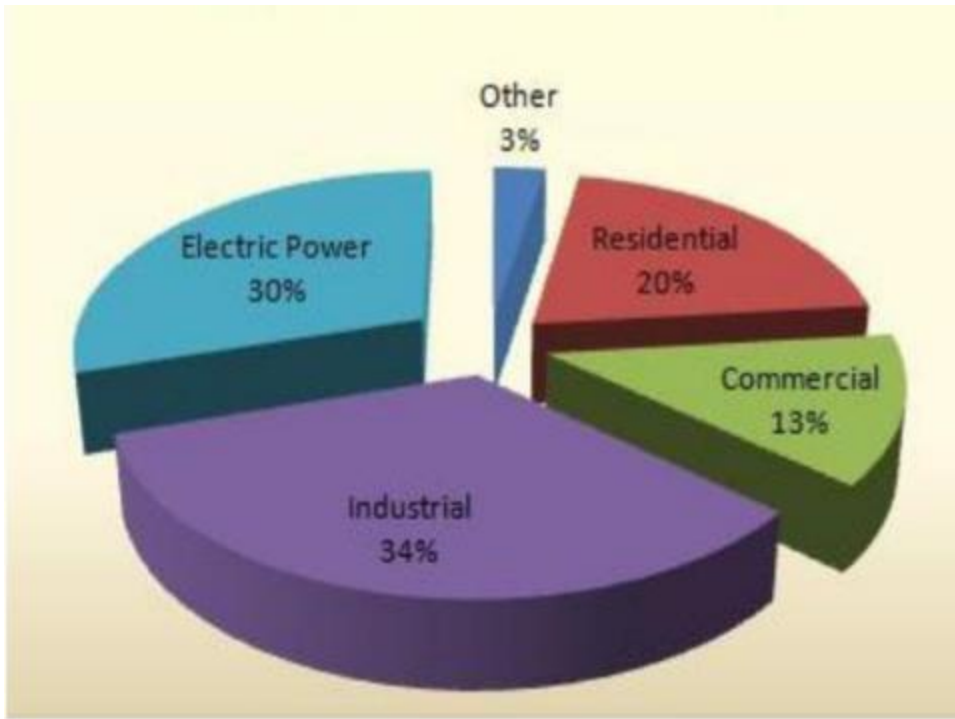
جدول (3) : يبين احتياطي الغاز في بعض الدول العربية لعام 2003⁽⁴⁾

المنطقة	او	القطر	الكمية (مليار متر مكعب)
السعودية			6646
الإمارات			6060
العراق			2802
مصر			1755
الكويت			1556
ليبيا			1314
عمان			849

453	اليمن
85	السودان
7	الاردن
3	المغرب

(6-1) استخدامات الغاز الطبيعي

- توليد الطاقة.
- انتاج الهيدروجين.
- كوقود للمركبات.
- الاستخدام المحلي السكني.
- الاسمدة .
- كوقود للطائرات .
- يستخدم الغاز الطبيعي ايضا في صناعة الاقمشة والزجاج والفولاذ, والبلاستيك, والطلاء, وغيرها من المنتجات.(4)



الشكل (2) يبين استخدامات الغاز الطبيعي

(7-1) مخاطر الغاز الطبيعي

تكمّن مخاطر الغاز الطبيعي بكونه أخف من الهواء فهو يتطاير سريعاً في الأماكن جيدة التهوية. والغاز الطبيعي مع الهواء يمكن أن يشتعل من الشرر أو أي مصادر للهب المكشوف مثل أعواد الثقاب والولاعات. قد يحدث بسبب ذلك حريق أو انفجار، والغاز الطبيعي غير سام ولكن التعرض لنسبة عالية منه يمكن أن تؤدي إلى غثيان وفقدان الوعي لأنه يحل محل الأوكسجين اللازم للتنفس. وفي حالة استنشاق الغاز يسبب الاحتناق حيث وجوده بتركيز عالٍ يؤثر على نسبة الأوكسجين المتاحة للتنفس. والأعراض المصاحبة لاستنشاق الغاز هي (الدوخة والغثيان والاضطراب والرؤية المتقطعة والقيء وفقدان الوعي).⁽⁵⁾

(8-1) المصطلحات العلمية للغاز الطبيعي

- الغاز الطبيعي (Natural Gas) :

هو غاز عديم اللون يتكون من هيدروكربونات غازية والتي تمثل مكونات النفط وتكون عالية التطاير. إن المكونات الرئيسية للغاز الطبيعي في الأحوال الاعتيادية من درجة حرارة وضغط عند استخراجها من البئر تشمل الميثان والأيثان وكميات من البروبان والبيوتان والبنتان والهكسان والهبتان .

اما الشوائب الغازية التي يحتويها الغاز الطبيعي فهي H_2S , CO_2 , N_2 واثار من CO , O_2 , H_2 و SO_2 .

- الغاز الطبيعي الجاف (Dry Gas) :

هو الغاز الطبيعي الذي يحتوي على نسبة كبيرة من الميثان وكميات من الأيثان وغيرها من الشوائب.

- الغاز الطبيعي الرطب (Wet Gas) :

هو الغاز الطبيعي الذي تكون معظم مكوناته الهيدروكربونية من البروبان والبيوتان والبنتان والهكسان وغيرها بالإضافة الى الميثان والأيثان .

- الغاز الطبيعي المسيل (Liquified Natural Gas , LNG):

هو الغاز الطبيعي الذي يتم تسويله بتبريده الى درجة (-253F) وفي هذه الدرجة يشغل الغاز اقل من 600/1 من حجمه الاصلي ويتم خزنه ونقله تحت الضغط الجوي في ناقلة مغلقة بمواد عازلة, وفي درجة الحرارة الاعتيادية يتحول ثانية الى غاز .

- الغاز السائل (L.P.G) :

هو خليط من البروبان والبيوتان بنسب متفاوتة , صيفا وشتاء يبقيان بالحالة الغازية في درجة الحرارة الاعتيادية ، وتحت الضغط المعتدل يمكن تسويلهما (تحويلهما الى الحالة السائلة) وعند رفع الضغط يتحول الى غاز .

- الغاز الحامضي (Sour Gas) :

هو الغاز الطبيعي الحاوي على بعض المركبات الكبريتية مثل H_2S و CO_2 .

- الغاز الحلو (Sweet Gas) :

هو الغاز الطبيعي الخالي من المركبات الكبريتية نسبيا سواء كان ذلك عند استخراجه من بعض الحقول او بعد تحليته اي ازالة المركبات الكبريتية منه وغسله بمحاليل الامينات او باستعمال احدى طرق التحلية الاخرى .⁽³⁾

(9-1) مفهوم معالجة الغاز الطبيعي

معالجة الغاز الطبيعي هي مجموعة من العمليات الإنتاجية يتم فيها تنقية الغاز الطبيعي الخام بعد استخراجها من آبار الغاز ودفعه للسطح بواسطة الزيوت. بعد معالجته يكون غاز الميثان جلاً محتوى الغاز الطبيعي والذي تصبح خصائصه عند ذلك مختلفة إلى حد كبير عن خصائص الغاز الخام. يستخدم الغاز الطبيعي المعالج كوقود للاستهلاك السكاني والتجاري والصناعي.⁽⁶⁾

(10-1) منشأة معالجة الغاز الطبيعي

تتعدد طرق ترتيب وحدات المعالجة المختلفة المستخدمة في معالجة الغاز الطبيعي الخام. ويعطي المخطط البياني المرفق في الأسفل التوزيع العام المستخدم عادة في عمليات معالجة الغاز المستخرج من آبار مستقلة. ويبين المخطط كيف تتم معالجة الغاز حتى يصل إلى الأنابيب المخصصة لإيصاله إلى سوق الاستهلاك. كما يوضح المخطط كيفية الحصول على المنتجات الثانوية التالية من عملية المعالجة:

- الغاز الطبيعي المتكثف.

- الكبريت .

- الأيثان.

- الغاز الطبيعي المسال (المتكون من البروبان والبنتان والهيدروكربونات الاثقل C^{5+} التي يشار إليها بصيغة

عادة ما يجمع الغاز الطبيعي الخام من عدة آبار متجاورة حيث يتم تخليصه من الماء السائل الحر ومن متكثف الغاز الطبيعي. الماء المستخلص يتم التخلص منه كمياء عادمة، أما متكثف الغاز فيرسل إلى محطات تنقية النفط. بعد ذلك، يساق الغاز بواسطة الأنابيب إلى منشأة معالجة الغاز حيث تبدأ المعالجة عادة بإزالة الغازات الحامضية (كبريتيد الهيدروجين وثنائي أوكسيد الكربون). ومع أن هنالك العديد من العمليات الصناعية المتوفرة لهذه الغاية إلا أن المعالجة الأمينية هي الأكثر استخداماً.

ترسل الغازات الحامضية المستخلصة من الغاز إلى وحدة معالجة الكبريت التي تحول كبريتيد الهيدروجين الموجود في الغاز الحامضي إلى عنصر الكبريت. يمكن تحقيق ذلك بطرق مختلفة أكثرها شيوعاً هي **وحدة كلاوس**. الغازات الناتجة من وحدة كلاوس عادة تسمى "الغازات المتخلفة"

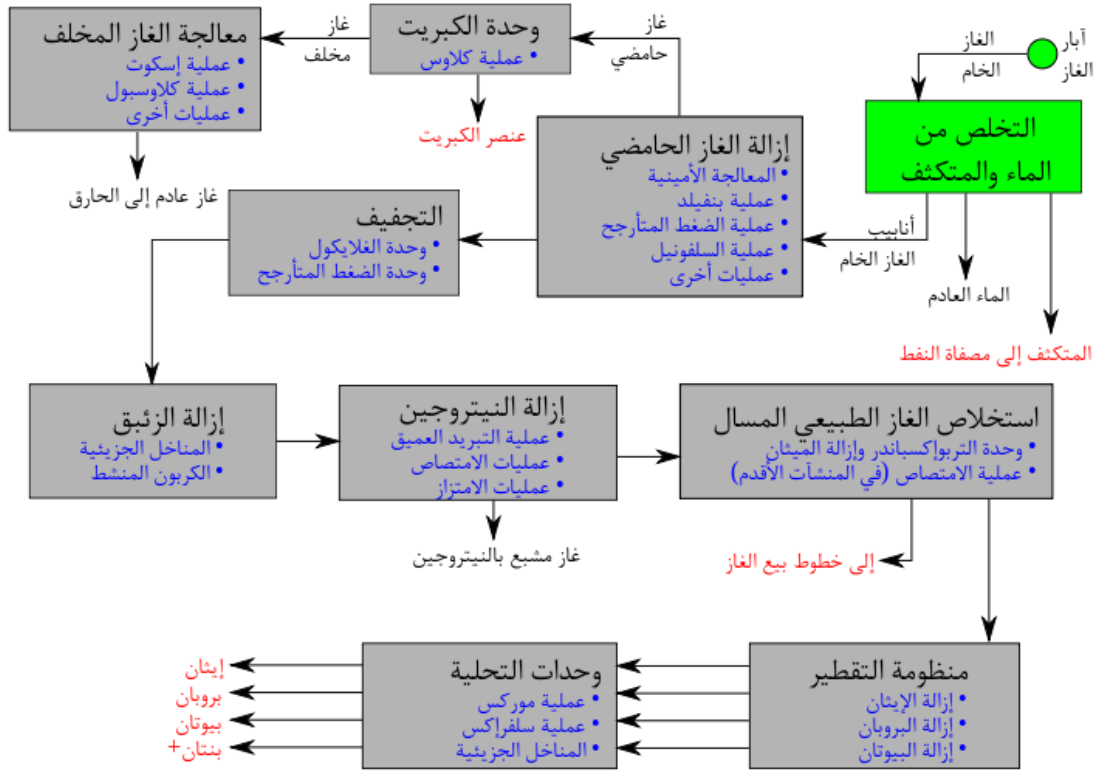
وتخضع لعمليات معالجة إضافية في وحدة معالجة الغازات المتخلفة لاستخلاص ما تسرب من المواد المحتوية على الكبريت وإعادتها إلى وحدة كلاوس. وكغيرها، فإن عملية معالجة الغازات المتخلفة يمكن أن تتم باستخدام طرق مختلفة منها المعالجة الأمينية. أما الغاز العادم الناتج من منشأة معالجة الغازات المتخلفة فيتم حرقه ويطلق إلى الهواء حيث يكون محتويًا على الماء وثنائي أكسيد الكربون.

بعد التخلص من الغازات الحامضية يرسل الغاز الطبيعي إلى وحدة التجفيف للتخلص من بخار الماء الموجود في الغاز. وتتم عملية التخلص من الماء إما **بالامتصاص** في مادة **ثلاثي الكلايكول** أو **الامتزاز بالضغط المتأرجح** وهي عملية تعتمد على مواد ممتزة صلبة. في كلا العمليتين تجفف المادة المستخدمة للتخلص من الماء ويعاد استخدامها من جديد. وقد يلجأ إلى عمليات أخرى للتجفيف مثل استخدام الأغشية النافذة، والتي تسبب انخفاض أكبر في الضغط، أو التجفيف عند سرعات فوق صوتية، مثل عملية (فاصلة الأعصار أسرع من الصوت). بعد ذلك يزال الزئبق باستخدام عمليات امتزازية (كما يبين الرسم البياني بالأسفل) باستخدام مواد مثل الكربون المنشط أو مناخل جزيئية. الخطوة التالية يتم فيها إزالة النيتروجين باستخدام إحدى الطرق الثلاثة الموضحة في الشكل البياني وهي:

- عملية التبريد العميق التي تعتمد على التقطير على درجات حرارة منخفضة. ويمكن استخدام هذه الطريقة للتخلص من الهيليوم إذا لزم.
- عملية الامتصاص باستخدام الزيت المفترق أو مذيب خاص.
- عملية الامتزاز باستخدام الكربون المنشط أو المناخل الجزيئية كعوامل ممتزة. ويشار أن استخدام هذه العمليات محدود لما تحدثه من ضياع بعض البيوتان والهيدروكربونات الأثقل.

بعد ذلك، تكون عملية استخلاص الغاز الطبيعي المسال والتي تتم في أغلب منشآت معالجة الغاز الكبيرة الحديثة بواسطة التقطير في درجات حرارة فائقة البرودة يتم فيها تخفيض ضغط الغاز باستخدام موسعات التربو قبل تقطيرها في برج تقطير إزالة الميثان. بعض المنشآت تستخدم الامتصاص بواسطة الزيت المفترق بدلا من عملية التوسع الفائقة البرودة.

الغاز الناتج بعد عملية الاستخلاص هو الغاز الطبيعي المسال والمنتج النهائي من الغاز جاهز للتسويق للاستهلاك النهائي. الغاز الطبيعي المسال المستخلص يمرر من خلال منظومة تقطير تحتوي على ثلاثة أبراج تقطير بالتوالي: برج لاستخلاص الأيثان، حيث ينبعث غاز الأيثان من أعلى البرج ويرسل السائل المتجمع في أسفل البرج إلى برج استخلاص البروبان، حيث يؤخذ البروبان من أعلى البرج ويرسل المتبقي إلى برج استخلاص البيوتان. الغاز المنبعث من هذا البرج عبارة عن مزيج من البيوتان والايروبوتان، وما يخرج من أسفل البرج فهو خليط من البنتان وهيدروكربونات أخرى أثقل. بعد تحليتها في **وحدة موركس** يكون الناتج هو إيثان، بروبان، بيوتان الخ.....⁽⁷⁾



الشكل (3) : وحدات معالجة الغاز الطبيعي

(11-1) المركبات الكبريتية في الغاز الطبيعي

يعتبر وجود مركبات الكبريت في النفط الخام مادة شائبة وذلك لما تسببه من تآكل في المعادن اثناء عمليات التصنيع المختلفة. كما ان الغازات الناتجة عن حرق اي وقود يحتوي على مركبات كبريتية سوف تحتوي على اكاسيد الكبريت التي تعتبر بدورها مصدرا من مصادر تلوث البيئة ونتيجة لذلك فان ازالة المواد الكبريتية من المشتقات البترولية اصبح ضروريا للأسباب التالية :

- لتقليل التآكل في الانابيب والمعدات المختلفة اثناء التصنيع.
- لمنع انبعاث الروائح الكريهة نتيجة لوجود المركبات الكبريتية.
- التقليل الى حد كبير من تلوث الهواء.

ويتم ازالة المواد الكبريتية على صورة غاز كبريتيد الهيدروجين (H_2S) الذي يتم استخلاص الكبريت من بنقاوة عالية 99.5 % وقد تكتفي بعض المصافي بحرق غاز كبريتيد الهيدروجين في افران خاصة ولكن ينتج من ذلك كميات كبيرة من اكاسيد الكبريت التي تعتبر مصدرا خطيرا لتلوث البيئة لذلك فان الدول المتقدمة لا تسمح بأي شكل من الاشكال بحرق كميات كبيرة من غاز كبريتيد الهيدروجين لما يسببه ايضا من تلف للأراضي الزراعية المجاورة للمصنع حيث يترسب بواسطة الرطوبة بالجو على شكل احماض تؤثر على التربة الزراعية بل تفرض على المصافي استخلاص الكبريت من هذا الغاز بواسطة وحدات خاصة.⁽⁸⁾

(12-1) كبريتيد الهيدروجين

هو غاز سام بدرجة عالية (تقريبا سام مثل سيانيد الهيدروجين) قادرا على ان يحدث الموت عند استنشاقه حتى ولو كان بتراكيز قليلة.
يمكن التعرض لغاز كبريتيد الهيدروجين بتركيز (20ppm) لمدة ثمان ساعات بدون حدوث اي اضرار اما التعرض له بتركيز (600ppm) فيكون مميت في حوالي (30 min.).

يسبب الموت بسبب شلل جهاز التنفس وفي جرعات قليلة يصيب العين مسببا التهيج. يمكن ملاحظة خواص غاز كبريتيد الهيدروجين حيث تكون رائحته مشابهة لرائحة البيض الفاسد.

لا يكون الغاز تراكمي الا اذا كان التعرض له بتركيز (100ppm) حيث يزول كل تأثير لهذا الغاز عند ازالة هذا التعرض.
العامل المهم في الحماية من التسمم بغاز كبريتيد الهيدروجين هو التهوية المناسبة . غاز كبريتيد للحفاظ على تركيز الغاز اقل من (20ppm) الهيدروجين قابل للاشتعال حيث يحترق في الهواء ليكون ثنائي اوكسيد الكبريت والماء مع تحرير كمية من الحرارة (9).

(1-12-1) خواص كبريتيد الهيدروجين

- درجة الانصهار -82.9 C

- درجة الغليان: -61.8 C

- الكثافة النسبية (على اعتبار ان كثافة الهواء =1) =1.189

- كثافته عندما يكون سائل 0.96 gm/cm^3

- كثافته عندما يكون غاز 0.0015392 gm/cm^3

- الذوبانية في 100 جزء:

- في الماء البارد 437 cc

- في الماء الحار 186 cc

- المحتوى الحراري له في درجات تتراوح بين $(1500-25\text{ C}) =$

$$0.236 + 9.74t \times 10^{-5} \text{ kj/kg.C (t in C)}$$

- الحرارة اللازمة للتبخير 131.9 Cal/gm في درجة حرارة 61 C

- حرارة التكوين (كغاز في درجة 18 C) = 154 Cal/gm

- التوصيل الحراري في درجة 32 F . $F = 32$ $0.0076\text{ Btu/ hr. ft}^2$

و درجة حرارته 88.9 atm ويتغير ضغطه البخاري طرديا مع درجة الحرارة, ضغطه الحرج هو 100.4 C .

يعتبر سائل كبريتيد الهيدروجين من المذيبات الفقيرة للأملاح ولكنها تذيب كميات لا بأس بها من هذه الاملاح :

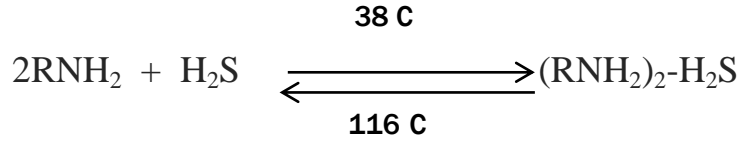
(SO_2 - SiCl_4 - PCl_3 - HgCl_2 - FeCl_3 - ZnCl_2 - AlCl_3)

(13-1) طرق ازالة كبريتيد الهيدروجين

يتم ازالة كبريتيد الهيدروجين من الغاز الطبيعي بعملية تسمى عملية تحلية الغاز للأسباب التالية:-
-احداث التآكل للأابيب والاجهزة حيث يتم اتحاد الكبريت مع المعدن ويكون كبريتيد المعدن.
-غاز سام جدا كما وضح في الفقرة (12-1).
- تلوث البيئة حيث انه عندما يحترق يتكون ثنائي اوكسيد الكبريت وهو ايضا يعتبر من الملوثات البيئي.⁽¹⁵⁾
ويمكن ان نستعرض بعض الطرق المستخدمة في عملية الازالة :

(1-13-1) الامتصاص بواسطة محلول ايثانول امين:

تعتبر هذه الطريقة من الطرق الكيماوية حيث يتم ازالة كبريتيد الهيدروجين بتفاعله مع محاليل ايثانول الامين في درجة حرارة واطئة نسبيا حيث التفاعل يكون عكسي. والتفاعل هو :



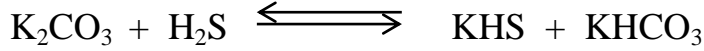
يكون تركيز الامينات المستخدمة (30 - 10) % وهذه الامينات تشمل امين ايثانول الاحادي والثنائي والثلاثي. تعاد الحيوية للمحلول بانتزاع كبريتيد الهيدروجين في اعمدة تشابه اعمدة التقطير وبالتسخين يترك كبريتيد الهيدروجين المحلول حيث التفاعل عكسي ويُجمع كبريتيد الهيدروجين في خزانات خاصة، اما الامينات فلا يتبخر منها الا جزء بسيط وذلك لقلّة ضغطها البخاري وتعتبر هذه الطريقة من الطرق الشائعة الاستعمال في الصناعة.⁽¹²⁾

(2-13-1) الامتصاص بواسطة محلول السلفينول:

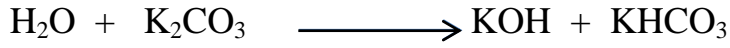
هذه الطريقة مشابهة للطريقة الاولى , لكن الفرق الوحيد هو في نوع المذيب المستخدم حيث تستخدم هذه الطريقة مذيب السلفينول وهو خليط من سلفولان (ثنائي اوكسيد رابع هيدروثايومين) والكانول امين والمعامل التي تستعمل هذه الطريقة تستخدم محلول يتكون من 15% ماء و 40% سلفولان 45% من ثنائي ايزو بروبييل امين.⁽¹²⁾

(1-13-3) الامتصاص بواسطة كربونات البوتاسيوم الساخنة:

يمكن استخدام كربونات البوتاسيوم الساخنة لإزالة الغازات الحامضية (وخصوصا عند وجود كميات كبيرة من ثنائي اوكسيد الكربون) من خليط الغازات ومن ثم نزعها بتقليل الضغط دون الحاجة الى التسخين لدرجات حرارة عالية والتفاعلات التي تحدث بين كربونات البوتاسيوم الساخنة والغازات الحامضية هي :



تحدث التفاعلات اعلاه على مرحلتين ففي المرحلة الاولى يتم التحلل المائي لكربونات البوتاسيوم كما يلي :



اما بالنسبة الى كبريتيد الهيدروجين يكون التحلل المائي المرحلة الاولى ثم يتفاعل هيدروكسيد البوتاسيوم كما في المعادلات التالية :



تتشابه وحدتي الامين وكربونات البوتاسيوم الساخنة الا ان الفرق هو عدم وجود المبادلات الحرارية على مجرى كل من محلولي كربونات البوتاسيوم الغني والفقير .

هناك بعض العيوب لهذه الطريقة وهي :

- في حالة عدم وجود ثنائي اوكسيد الكربون فان من الصعوبة اعادة نشاط سيسلفات البوتاسيوم لهذا لا تستخدم كربونات البوتاسيوم الساخنة لتحلية الغاز الحاوي على كمية قليلة من ثنائي اوكسيد الكربون.

- يمتص كمية قليلة من كبريتيد الهيدروجين لذلك تعتبر محاليل الامين افضل استعمالا منه.

ان هذه الطريقة اقتصادية وملائمة بالنسبة للكميات والتراكيز العالية من الغاز الحامضي المراد ازالته وعند عمل موازنة اقتصادية بين هذه الطريقة وطريقة محلول الامين نجد ان مجموع نفقات الاستثمار لهذه الطريقة يكون اقل بكثير من طريقة محلول الامين , وان معدل توزيع الكربونات يحتاج الى عناية فائقة مثل طريقة الامين ولكن من العيوب الاخرى لهذه الطريقة ان معلومات

التوازن الاساسية . التي تشمل المحاليل ذات التراكيز العالية 40% لا تؤخذ بنظر الاعتبار مشاكل الترسيب: (12)

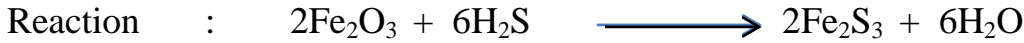
(1-13-4) التفاعل مع المواد الصلبة (Fe₂O₃) :

يمكن استخدام المواد الصلبة لتحلية الغاز الطبيعي , حيث تعتمد هذه الطريقة على تفاعل الغازات الحامضية مع هذه المواد الصلبة وعامة تستعمل في حالة احتواء الغاز الطبيعي على كميات قليلة من كبريتيد الهيدروجين , كما ليس لها القابلية على ازالة ثنائي اوكسيد الكربون من مجرى الغاز من هذه المواد الصلبة .

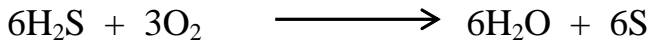
تعتبر طريقة استخدام اوكسيد الحديد من الطرق القديمة لازالة كبريتيد الهيدروجين من الغاز ولا زالت تستعمل في بعض مناطق العالم.

تتم العملية بتماس الغاز الحامضي مع اوكسيد الحديد وناتج التفاعل هو كبريتيد الحديد وعندما يتعرض للأوكسجين (الهواء) يتأكسد كبريتيد الحديد وناتج التأكسد هو الكبريت واوكسيد الحديد ومن الممكن اعادة دورة التنشيط والتفاعلات عدة مرات الى ان يعطي الكبريت على سطح اوكسيد الحديد والذي يسبب فقدان قابلية السطح على امتصاص الغازات الحامضية والذي بدوره يؤدي الى فقدان الضغط خلال الحيز.

والتفاعلات الجارية هي :



ويجمع المعادلتين:



يزال الكبريت المترسب على سطح المادة الصلبة باستخدام مذيب مناسب مثل التولوين ومن ثم يتم ازالته من المذيب بعملية التبلور او بعملية التقطير . من فوائد هذه الطريقة انها تضمن ازالة تامة لكبريتيد الهيدروجين ذو التراكيز الوسطية والقليلة بدون ازالة ثنائي اوكسيد الكربون . ولكن بنفس الوقت لها عدد من المضار وهي:

- ان العملية على شكل وجبات وهذا يستلزم مضاعفة التجهيزات او السيطرة على جريان الغاز المراد تحليته.

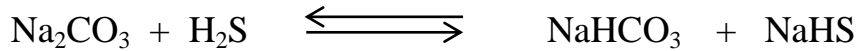
- تكون مiale لتكوين الهايدريت عند العمل في الضغوط العالية وكذلك عند العمل ضمن درجات حرارة تكون الهايدريت.

- تتكون طبقة من الزيت المقطر على الطبقة الاسفنجية وهذا يستلزم تبديلها باستمرار.⁽¹²⁾

(5-13-1) الامتصاص بواسطة كربونات الصوديوم:

تستخدم هذه الطريقة محلول مخفف من كربونات الصوديوم ويتراوح تركيزه بين من المحلول المائي لامتصاص كبريتيد الهيدروجين وذلك بعدد من العمليات المطورة من قبل العالم :Koppers

تعتمد على التفاعل الاساسي التالي :



في بداية هذه العمليات تستخدم كميات كبيرة من الهواء لنزع كبريتيد الهيدروجين من المحلول الغني ولكن كبريتيد الهيدروجين لا يزال بصورة تامة وكذلك اكسدة كبريتيد الصوديوم الى ثايوسلفيت الذي يؤدي الى اضعاف المحلول المستخدم في برج الامتصاص وهذا ما يستلزم تبديله بشكل مستمر وعلى فترات. اما من فوائد هذه الطريقة فهي تستخدم الفراغ في نزع كبريتيد الهيدروجين والذي يكون فيه الضغط قليل حوالي 51.6kpa.⁽¹³⁾

(6-13-1) الامتصاص بواسطة فوسفات البوتاسيوم:

من المحلول المائي 40% تستخدم هذه الطريقة محلول فوسفات البوتاسيوم بتركيز والتفاعل الجاري في هذه الطريقة هو:



من مساوي هذه الطريقة انها تستهلك كمية كبيرة الى حد ما من البخار عند نزع كبريتيد الهيدروجين بينما طريقة محاليل الامين تستخدم اقل.⁽¹³⁾

(7-13-1) الامتصاص بواسطة الماء:

تعتبر طريقة الامتصاص بالماء عملية غير اقتصادية وذات مردود رديء وتتطلب ابراج امتصاص ذات كفاءة عالية وكبيرة.⁽¹³⁾

(1-13-8) استعمال اوكسيد الحديد العالق في محلول قاعدي:

هذه الطريقة تعتمد على تفاعل كبريتيد الهيدروجين مع مركب قاعدي من (كربونات الصوديوم او الامونيوم) يتبعه تفاعل الكبريتيد المتكون مع اوكسيد الحديد.⁽¹³⁾



(1-14) كيفية اختيار الطريقة المناسبة للتحلية

هناك العديد من العوامل التي يجب اخذها بنظر الاعتبار :

- التركيز الابتدائي والنهائي للغازات الحامضية .
- وجود شوائب اخرى .
- اقتصادية الطريقة ومدى ملائمتها .
- وجود او عدم وجود ثنائي اوكسيد الكربون والذي من الضروري ان نضع احتمالية ازالته.
- اذن من خلال الشرح المختصر لطرق التحلية فإنه تم اختيار الازالة بواسطة محاليل الامين وذلك للأسباب التالية :
- ان طريقة محاليل الامين مستخدمة بشكل واسع لكثير من بلدان العالم وخاصة البلدان المنتجة للنفط (العراق ,السعودية وغيرها).
- ان محاليل الامين كمواود اولية هي اكثر وفرة منها من المواود المستخدمة في الطرق الاخرى.
- رخيصة الثمن .
- الاجهزة المستخدمة في وحدة الازالة اكثر بساطة واكل تعقيدا من الاجهزة المستخدمة في الطرق الاخرى.
- تطورت صناعة الامين لأجل تلبية احتياجات الضغط العالي والحجم الكبير من H_2S يمكن اعادة فعاليتها بسهولة بعد استخدامها.⁽¹³⁾

(15-1) انواع الامينات

1- الامينات الاولية (تحتوي زمرة امينية مرتبطة بجذر الكيلي واحد) وهو مركب كيميائي عضوي صيغته الجزيئية $(\text{HOCH}_2\text{CH}_2\text{NH}_2)$. عادة يستخدم كمحلول في الماء بنسبة وزنية من (20 - 10) % بسبب مشاكل التآكل وتحميل الغازات وعادة النسبة المحددة للامتصاص تكون (0.3-0.35) مول من الغازات الحامضية لكل مول من الامين. ان الامين الاولي نفسه لا يعتبر مسبب للتآكل لكن نواتج تدهوره هي التي تسبب التآكل. يتفاعل الامين الاولي مع العوامل المؤكسدة مثل:

والاوكسجين ليكون نواتج قابلة للذوبان والتي يجب $(\text{CoS}, \text{CS}_2, \text{SO}_2, \text{SO}_3)$ انزالتها من النظام لتجنب مشاكل التآكل. عدم تنشيط او اعادة توليد يقلل من تركيز الامينات (Reclaimer) (اعادة تنشيطها) ويكون ذا الامينات لكن درجة حموضة عالية تمكن المحلول من انتاج غاز محلي يحتوي على ربع حبة قدم مكعب و عند ضغط منخفض جدا لكبريتيد 100 كبريتيد الهيدروجين لكل الهيدروجين.

2- امينات ثانوية (تحتوي زمرة امينية مرتبطة بجذرين الكيلين):
. يعتبر الاكثر شيوعا $(\text{HOCH}_2\text{CH}_2)_2\text{N}$ هو مركب كيميائي صيغته الجزيئية نسبة وزنية. نواتج تدهور الامين الثانوي (25-35)% في الاستخدام ويستخدم بنسبة تكون اقل تاكليه من نواتج تدهور الامين الاولي. يكون الامين الثانوي اقل كلفة لإزالة كبريتيد الهيدروجين كما أن الامين الثانوي يكون انتقائي باتجاه كبريتيد الهيدروجين.

3- امينات ثالثة (تحتوي زمرة امينية مرتبطة بثلاث جذور الكيلية):- هو مركب عضوي لزج عديم اللون ويكون من القواعد القوية على الرغم من ان العينات قد تظهر باللون الاصفر بسبب الشوائب. (14)

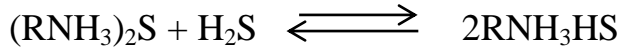
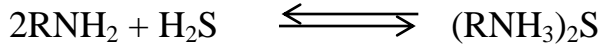
(16-1) الخواص الفيزيائية والكيميائية للامينات

يؤثر الترابط الهيدروجيني بشكل هام على خصائص الامينات الاولية والثانوية والثالثة لذلك تكون درجة الغليان للامينات أعلى منها للفوسفينات المناظرة لها، لكنها أقل من تلك التي للكحوليات المناظرة من حيث عدد الذرات. على سبيل المثال، الميثيل امين والايثيل امين هما غازان في الظروف القياسية، في حين أن الكحولين المناظرين لهما الميثانول (مثيل الكحول) والايثانول (ايثيل الكحول) على التوالي هما سائلان. الامينات الغازية تمتلك رائحة مميزة تشبه رائحة الأمونيا في حين أن الامينات السائلة لها رائحة مميزة.

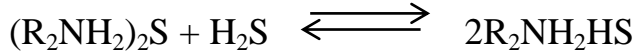
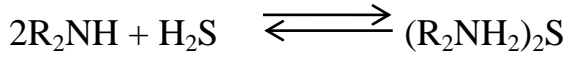
إن وجود زوج إلكترون حُر على ذرة النيتروجين يجعل الامينات قواعد، وبالتالي فمحاليلها المائية تغير لون ورقة عباد الشمس إلى اللون الازرق (15).

ان جميع الامينات تعتمد على فعالية نايتروأمين مع الطبيعة الحامضية لغازي كبريتيد الهيدروجين وثنائي اوكسيد الكربون وحسب خواصهما الامتصاصية، والتفاعلات الكيماوية الاساسية في عملية الازالة هي:

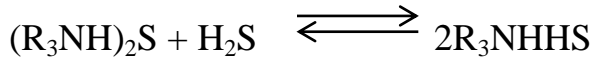
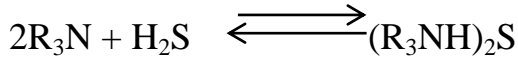
MEA:



DEA:



TEA:

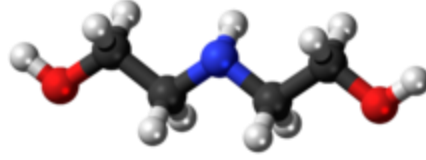


يستخدم حاليا كل من (MEA , DEA) بينما لا يستخدم (TEA)

وذلك للأسباب التالية :

- يتحلل قبل ان يصل الى درجة غليانه .
- قليل الاستجابة للغازات مقارنة مع (MEA , DEA).

قمنا باختيار محلول ثنائي ايثانول امين في عملية التحلية وذلك لأنه يكون انتقائي لغاز كبريتيد الهيدروجين بشكل اكبر من احادي ايثانول امين ودرجة غليانه 268C اعلى من درجة غليان الاحادي 170C وضغطه البخاري يكون متوسط 0.0001 عند درجة 100C.⁽¹⁶⁾



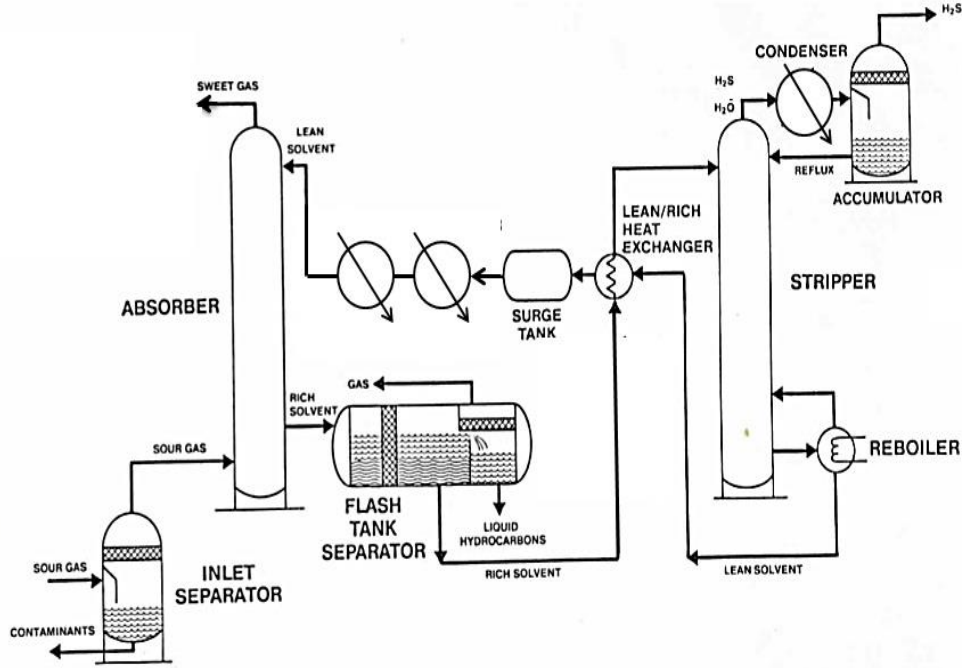
الشكل (4) يبين ثنائي ايثانول الامين

(17-1) وصف عملية تحلية الغاز الطبيعي

يحتوي الغاز الطبيعي على مدى واسع من تراكيز الغازات الحامضية تعتمد على طبيعة تكوين الصخور التي يأتي منها. بسبب التآكل الذي يسببه غاز ثنائي اوكسيد الكربون وغاز كبريتيد الهيدروجين بوجود الماء وسُمية غاز كبريتيد الهيدروجين لذلك فان مبيعات الغاز الطبيعي تتطلب ان يكون الغاز محلى. داخل برج الامتصاص يتم امتصاص الغازات الحامضية من قبل الامين حيث تدخل الامينات من الجزء العلوي من البرج وحال خروجها منه تكون غنية بالغازات الحامضية . من برج الامتصاص تخرج الامينات الغنية مباشرة الى برج الانتزاع حيث ان الانخفاض في الضغط والحرارة فيه تساعد على انتزاع الغازات الحامضية من المذيب. الامينات بعدها تُنشط من جديد وتعاد الى برج الامتصاص للتحلية.⁽¹⁷⁾

(1-17-1) طريقة دخول الغاز :

قبل دخول برج الامتصاص يمرر الغاز خلال برج فصل ليتم ازالة قطرات الماء.



الصواني الموجودة في برج الفصل تقوم بإزالة الماء الحر من الغاز الحامضي. نوعية الملوثات الموجودة بالغاز الطبيعي ربما تكون ماء، هيدروكربونات، رمال، مركبات المعالجة، كيميائيات معالجة خطوط الانابيب وزيوت الضاغطات. من الضروري ازالة هذه الملوثات قبل دخول الغاز الى برج الامتصاص لأنها تسبب مشاكل تشغيلية تتضمن الرغوة، نسب تأكل عالية، خسارة في المذيب وصعوبة في تلبية مواصفات الغاز الحلو المطلوب.⁽¹⁷⁾

(1-17-2) برج الامتصاص

هو برج عمودي اسطواني الشكل يدخل الغاز الحامضي الذي تحرر من السوائل في برج الفصل اليه من الجزء الاسفل .عادة يكون برج الامتصاص المستخدم هو برج ذو الصواني والهدف هو توفير اتصال جيد بين الغاز والامين بحيث ان جزيئات غازي كبريتيد الهيدروجين تنتقل من الطور الغازي الى الطور السائل للمذيب.

الغاز يمر حتى من تحت الصواني عن طريق فتحات مثل الثقوب ويتشنت الى فقاعات من خلال السائل . هذا الغاز ينتقل عبر الفراغ ويوفر الوقت لمحلل الامين ليصل الى السائل على الصينية اعلاه. تقريبا كل الامتصاص لكبريتيد الهيدروجين يحدث على الصواني وليس في حيز البخار بين الصواني. درجة التحلية المتحققة خلال العملية تعتمد على عدد الصواني الموجودة في برج الامتصاص .

ماء الغسل يوجد في الصينية (4-2) في الجزء العلوي من برج الامتصاص يمكن استخدامه للحد من خسارة التبخر في الامين .⁽¹⁷⁾

(1-17-3) عملية التلامس بين الغاز والسائل عند الصينية

تحدث عملية التلامس عند الصينية وذلك عندما يدخل الغاز من اسفل الصينية ويخرج من الفتحات الموجودة عليها في ذلك الاثناء يكون السائل قد غطى الصينية من جميع جوانبها فعند ذلك تحدث عملية التلامس ويحدث الامتصاص. كلما كان وقت التلامس بين السائل والغاز اطول كلما حصلنا على امتصاص الغاز بالنسبة المطلوبة. مساحة التلامس تكون اكبر ما يمكن. سرعة الغاز الداخل يجب ان تكون قليلة فاذا كانت سريعة فأنه يمكن ان يدفع الغاز السائل معه (الغاز المنقى) كذلك بالنسبة الى سرعة السائل الداخل يجب ان لا تكون سريعة بحيث لا يتم الامتصاص بالشكل المطلوب.⁽¹⁸⁾

(1-17-4) نوعية الصواني

تصنع عادة من صفائح من سبائك المعادن ذات مواصفات معينة و سمك معين حتى تمنع التآكل الذي يحدث على سطحها نتيجة لتماس سطحها مع سائل الامتصاص (الذي يكون بطبيعته مسببا للتآكل) وتكون قوية وتثبيتها جيد, كذلك المسافة بين كل صينية واخرى يجب ان تكون مناسبة لغرض سهولة تبديلها في حالة استهلاكها عند صيانة البرج بالإضافة الى كل ذلك يجب ان تكون كلفتها قليلة.⁽¹⁸⁾

(5-17-1) سبب اختيار البرج ذو الصواني

يستعمل البرج ذو الصواني وذلك لان لدينا كمية كبيرة من السائل المستعمل كمادة لامتصاص غاز كبريتيد الهيدروجين. قطر البرج يعتمد على كمية السائل الداخل اليه , وبما ان كمية السائل كبيرة لذلك فأن القطر كبير كذلك ان طول البرج يعتمد على عدد الصواني المستعملة. لا يستخدم البرج ذو الحشوات لان حجمه سيكون كبير بهذه الكمية من المادة الداخلة وبهذا ستكون عدد الحشوات كثير جدا لتوفير مساحة سطحية كافية لتلامس هذه الكمية من الغاز والسائل وبذلك سيؤدي الى زيادة كبيرة في فرق الضغط , وكذلك سيكون الوزن كبير جدا لا يمكن نصبه فيجب استعمال اكثر من برج واحد.⁽¹⁹⁾

(6-17-1) خزان الوميض ثلاثي الاطوار

عادة ما يكون الخزان افقي حيث يتم ارسال المحلول الاميني الغني بالغازات الحامضية من برج الامتصاص اليه لإزالة الهيدروكربونات التي يمكن ان تكون متكثفة او مذابة في محلول الامين في برج الامتصاص. ينخفض ضغط المحلول عند دخوله للخزان ليسمح للهيدروكربونات الخفيفة بالوميض والهيدروكربونات الثقيلة تبقى في السائل ولكنها تفصل عن طريق تكوين طبقة فاصلة من السائل لان الهيدروكربونات تمتلك كثافة اقل من كثافة المحلول الاميني حيث تكون طبقة فاصلة بالجزء العلوي يمكن ازالتها بالقشد من الاعلى . بعدها يصبح المحلول خالي من الهيدروكربونات ويتم سحبه من اسفل الخزان. خزان الوميض يستخدم ليس فقط في ازالة نواتج الهيدروكربونات لكنه مفيد ايضا في الحفاظ على حالة المحلول الاميني وعلى نظام التحلية فان وجود الهيدروكربونات يسبب الرغبة , وفشل المعدات يمكن ان يحدث بصورة اسرع في حالة غياب خزان الوميض. . يجب ان يعمل تحت ضغط (7-15)bar من اجل ازالة جيدة للغاز ووقت بقاء السائل فيه يكون منخفض بين (10 – 20) دقيقة.⁽¹⁷⁾

(7-17-1) المبادل الحراري

المذيب الغني بالغازات الحامضية يتم اعادة تسخينه باستخدام مبادل حراري قبل دخوله الى برج الانتزاع لان الامين الفقير الخارج من المبادل يجب ان يبرد قبل دخوله الى برج الامتصاص لينتج الفرصة لتبادل الحرارة من الامين الفقير الى الغني لتقليل حمل الحرارة على المبادل. وهذا يحصل عادة في (Shell and tube) حيث يمر المذيب الغني خلال الانابيب التي عادة ما تكون مصنوعة من الفولاذ المقاوم للصدأ. اقصى سرعة للمحلول موصى بها لتقليل التآكل داخل المبادل الحراري هي (0.5-0.74)cm/sec. حرارة الانابيب يجب ان تكون اقل من 145C لتجنب تهتك المحلول الاميني وكذلك ارتفاع السائل يجب ان يكون كافي لمنع التجفيف والحرارة

الزائدة , ارتفاعه يجب ان يكون بين (150-200)mm. (17)

(8-17-1) برج الانتزاع

مثل برج الامتصاص فإن برج الانتزاع يكون برج ذو الصواني مع اضافة الامين الغني الذي تم اعادة تسخينه حيث يدخل بالقرب من الجزء العلوي في البرج ويجري للأسفل باتجاه معاكس لاتجاه الغاز الحامضي . يتم توليد البخار في المبادل وتخفيض الضغط الجزئي لغاز كبريتيد الهيدروجين وزيادة القوة الدافعة للغاز الحامضي من محلول الامين. الغاز من الجزء العلوي يمرر خلال مكثف لإزالة الماء وكميات قليلة من الامينات التي تتبخر خلال عملية اعادة التنشيط. (17)

الفصل الثاني

(2-1) MATERIAL BALANCE

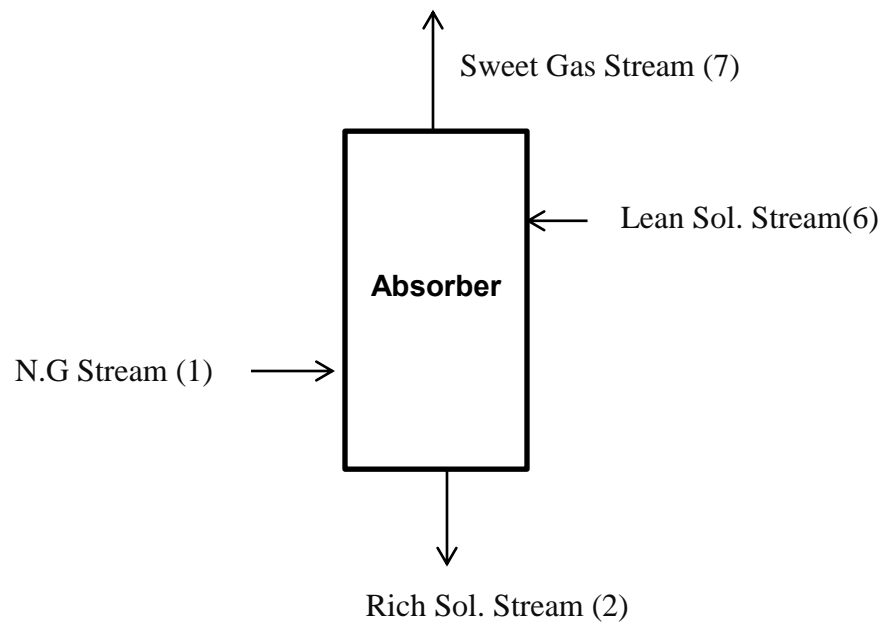
Feed of (N.G) = 7512.367736 Kmol/hr

Component	Kmol%	Kmol/hr In	M.wt Kg/kgmol	Wt%	Kg/hr In	M.wt*Kmol%
H2S	5.681	426.7776111	34	6.693	14510.43878	1.93154
C1	59.627	4479.39951	16	33.060	71670.39216	9.54032
C2	17.7	1329.689089	30	18.401	39890.67267	5.31
C3	8.822	662.7410817	44	13.451	29160.60759	3.88168
C4-C10	8.095	608.1261682	101	28.332	61420.74299	8.17595
CO&RSH	0.003	0.225371032	62	6.445×10^{-3}	13.97300398	1.86×10^{-3}
N2	0.025	1.878091934	28	0.024	52.58657415	7×10^{-3}
H2O	0.047	3.530812836	18	0.029	63.55463105	8.46×10^{-3}
Total	100	7512.367736			216782.9684	28.85681

$$\text{Wt\% of H}_2\text{S} = \text{Kmol\%H}_2\text{S} \times \text{M.Wt} \div \sum \text{Kmol\%} \times \text{M.Wt}$$

$$\text{Wt\% of H}_2\text{S} = 0.05681 \times 34 \div 28.85672 = 6.7 \text{ wt \%}$$

(2-1-1) Material Balance OF Absorber:-



(Wt % of H₂S in Sweet gas = 50 PPM) ⁽²⁰⁾

$$\begin{aligned} \text{Wt of H}_2\text{S in Sweet gas Stream (7)} &= 50 \div 10^6 \times 216782.2923 \\ &= 10.839 \text{ Kg/ hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{The Rate of H}_2\text{S in rich sol. In stream (2)} &= \text{in-out} \\ &= 14510.4384 - 10.839 \\ &= 14499.5994 \text{ Kg/hr} \end{aligned}$$

- Every 1 mole of 30% (DEA) removed 0.5 mole of H₂S ⁽²¹⁾ .
- Kmol of H₂S in rich sol. in stream (2)

= rate of H₂S in rich sol. In stream (2) ÷ M.Wt of H₂S

$$= 14499.5994 \div 34 = 426.4588059 \text{ Kmol/hr}$$

Kmol of DEA required :-

DEA	H ₂ S
1	0.5
X	426.4588059

$$X = 426.4588059 \div 0.5 = 852.9176 \text{ Kmol/hr}$$

To obtained high efficiency of absorption we add 15% excess of DEA sol.

$$\begin{aligned} \text{Total Kmole of lean sol.} &= \text{req. of (DEA)} + \text{excess} \times \text{req. (DEA)} \\ &= 852.9176 + 0.15 \times 852.9176 \\ &= 980.85524 \text{ Kmole/hr} \end{aligned}$$

M.Wt of DEA (HOCH₂CH₂)₂NH = 105 Kg/Kgmol

$$\begin{aligned} \text{M.Wt of lean sol.} &= 0.3 \times \text{M.Wt of DEA} + 0.7 \times \text{M.Wt of H}_2\text{O} \\ &= 0.3 \times 105 + 0.7 \times 18 \\ &= 44.1 \text{ Kg/ Kgmol} \end{aligned}$$

The rate of lean sol. in stream (6) = M.Wt of lean sol × Kmole of lean sol.

$$\begin{aligned} &= 44.1 \times 980.85524 \\ &= 43255.71608 \text{ Kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total rate of rich sol. in stream (2)} &= \text{rate of H}_2\text{S in rich sol. in stream(2)} \\
 &+ \text{rate of lean sol. in stream (6)} \\
 &= 14499.5994 + 43255.71608 \\
 &= 57755.31548 \text{ Kg/hr}
 \end{aligned}$$

- By making over all mass balance of Absorber we get :-

Input = output

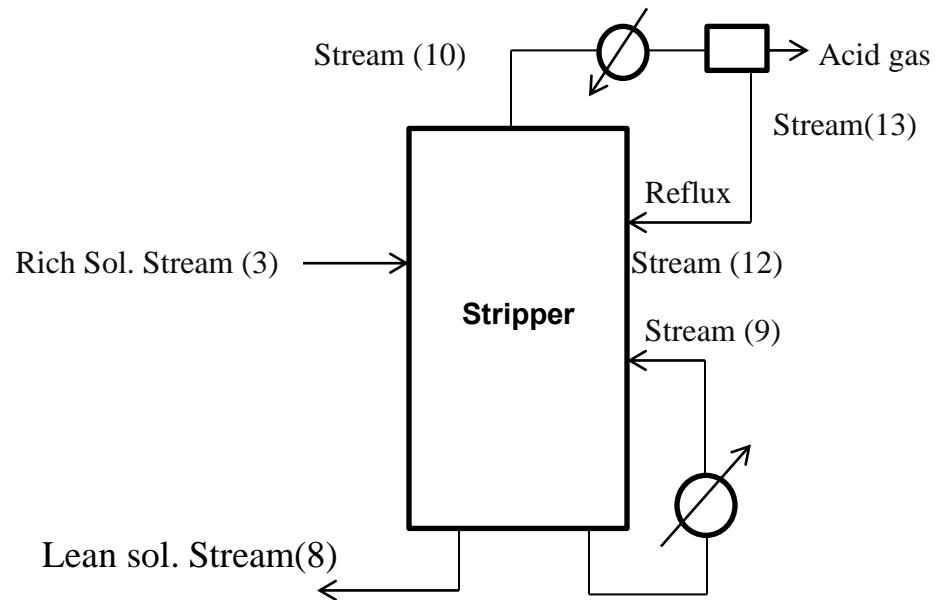
(N.G) in stream (1) + lean sol. in stream (6) = Rich sol. stream (2)+sweet gas

In stream(7)

$$\begin{aligned}
 \text{Stream (7)} &= \text{stream (1)} + \text{stream (6)} - \text{stream (2)} \\
 &= 216782.2923 + 43255.71608 - 57755.31548 \\
 &= 202282.6929 \text{ Kg/hr}
 \end{aligned}$$

Stream No.	Comp.	In (Kg/hr)	Out (Kg/hr)
1	N.G	216782.2923
2	Rich sol.	57755.31548
6	Lean sol.	43255.71608
7	Sweet gas	202282.6929
Total		260038.0084	260038.0084

(2-1-2) Material Balance OF Stripper:-



Assume that reflux rate in stream (12) = 12% (Wt%)⁽¹²⁾

Reflux rate in stream(12) = Wt% of reflux × Kg of lean sol. in stream (8)

$$= 0.12 \times 43255.71608$$

$$= 5190.68593 \text{ Kg/hr}$$

Over all M.B Of Stripper:-

Input = output

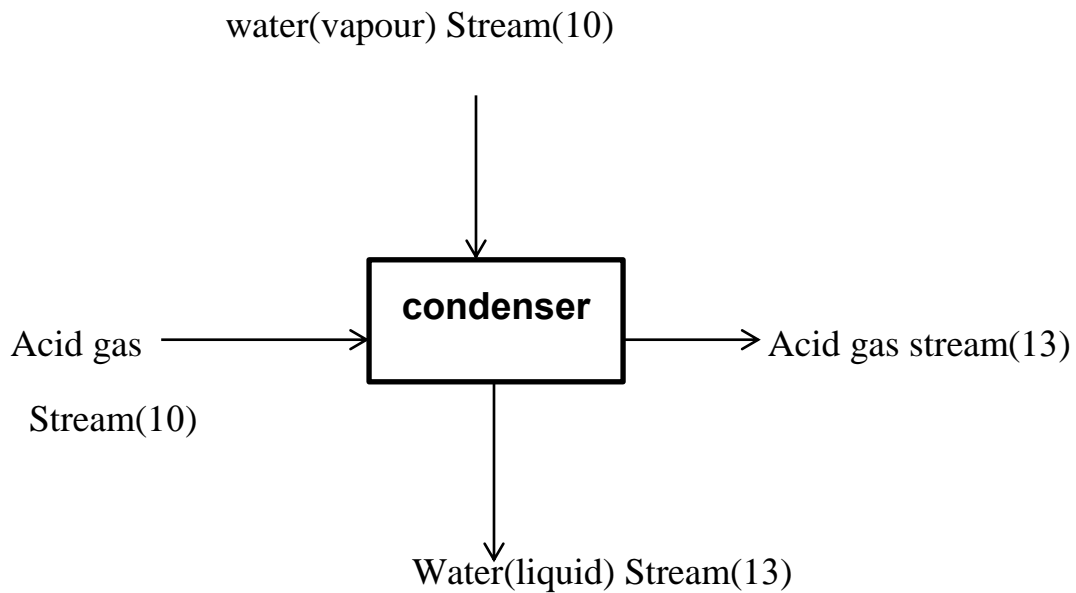
Stream (3) + Stream (12) = Stream (10) + Stream(8)

Stream (10) = 57755.31548 + 5190.68593 – 43255.71608

$$= 19690.28533 \text{ Kg/ hr}$$

Stream No.	Comp.	In(Kg/hr)	Out(Kg/hr)
3	Rich Sol.	57755.31548
8	Lean Sol.	43255.71608
10	Acid gas	19690.28533
12	Reflux	5190.68593
Total		62946.00141	62946.00141

(2-1-3) Material Balance Of condenser Above The Stripper :-



Over All Material Balance Of Condenser :-

Input = Output

Acid gas + water(vapour) = Acid gas + water(liquid)

19690.28533 + water(vapour) = 19690.28533 + 5190.68593

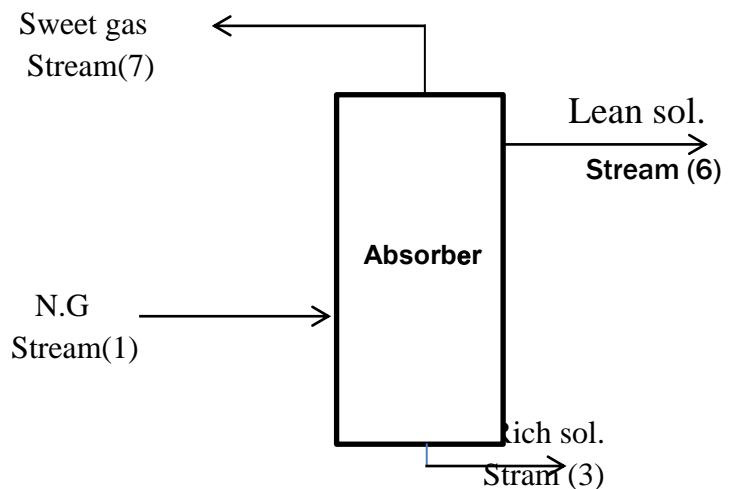
° water(vapour) = 5190.68593 Kg/hr

Stream No.	Comp.	In(Kg/hr)	Out(Kg/hr)
10	Water(vapour)	5190.68593
10	Acid gas	19690.28533
13	Water(liquid)	5190.68593
13	Acid gas	19690.28533
Total		24880.97126	24880.97126

(2-2) ENERGY BALANCE :-

- Inlet temp. of lean sol. in stream(6) = 38C
- Inlet temp. of (N.G) in stream(1) = 37C
- Outlet temp. of sweet gas in stream(7) = 38C ⁽¹²⁾

(2-2-1)Energy Balance Of Absorber:-



Heat of Absorption Of H₂S = Amount of H₂S×Heat of reaction of H₂S

-Amount Of H₂S = 14510.4384 Kg/hr

-Heat Of reaction Of H₂S = 820(Btu/lb)× 0.646 = 529.72 KJ/Kg

$$\begin{aligned} \text{Heat Of Absorption} &= 14510.4384 \times 529.72 / 3600 \\ &= 2135.130397 \text{ KW} \end{aligned}$$

Assume T_{ref} = 0C.

Heat Of (N.G) = q₁ = m Cp ΔT

Comp.	Cp (KJ/Kg.C)	Cp×mole fraction (KJ/Kg.C)
H ₂ S	1.0025	5.69×10 ⁻²
C ₁	2.2711	1.3541
C ₂	1.8147	0.3212
C ₃	1.7321	0.1528
C ₄ -C ₁₀	1.7531	0.142
H ₂ O	1.8735	8.8059×10 ⁻⁴
N ₂	1.0388	2.5972×10 ⁻⁴
Total		2.028 KJ/Kg.C ⁽¹⁰⁾

$$\text{-Cp Of H}_2\text{S} = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad T = 37C$$

$$A = 33.51, \quad B = 1.547 \times 10^{-2}, \quad C = 0.3012 \times 10^{-5}, \quad D = -3.292 \times 10^{-9}$$

$$\text{Cp Of H}_2\text{S} = 33.51 + 1.547 \times 10^{-2}(37) + 0.3012 \times 10^{-5}(37)^2 - \frac{3.292 \times 10^{-9}(37)^3}{}$$

$$= 1.0025 \text{ KJ/Kg.C}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp} \times \text{mole fraction} &= 1.0025 \times 0.05681 \\ &= 5.69 \times 10^{-2} \text{ KJ/Kg.C} \end{aligned}$$

$$\text{Cp Of (N.G)} = 2.028 \text{ KJ/Kg.C}$$

$$M = 216782.2923 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{-Heat Of (N.G) in stream (1)} = q_1 = m \text{ Cp } \Delta T$$

$$= 216782.2923 \times 2.028 \times 37 / 3600$$

$$= 4518.465579 \text{ KW}$$

-Heat Of sweet gas in stream (7) = $q_7 = m \text{ Cp } \Delta T$

$$= 202282.6929 \times 2.028 \times 38 / 3600$$

$$= 4330.198179 \text{ KW}$$

-Cp Of DEA(pure) = 2.24 KJ/Kg.C ⁽²²⁾

-Cp Of H₂O = 4.18 KJ/Kg.C

-Cp Of lean sol. = Cp of DEA × mole fraction + Cp of H₂O × mole fraction

Mole fraction of DEA = $\text{Kmol(DEA)} / (\text{Kmol(DEA)} + \text{Kmol(H}_2\text{O)})$

$$= 980.85524 / (980.85524 + 6810.625)$$

$$= 0.12$$

Mole fraction of H₂O = 1 - 0.12 = 0.88

∴ Cp of lean sol. = $2.24 \times 0.12 + 4.18 \times 0.88$

$$= 3.9472 \text{ KJ/Kg.C}$$

نزيل حرارة التفاعل بأكملها وذلك باستخدام غلاف مائي درجة حرارة دخول الماء (°C)
(25) وخروجه (45°C)

-Quantity of water required = Heat of absorption / (Cp ΔT)

$$= 2135.13097 \times 3600 / (4.18 \times (40 - 25))$$

$$= 122591.2519 \text{ Kg/hr}$$

∴ Kmole of H₂O required = $122591.2519 / 18$

$$= 6810.625 \text{ Kmole/hr}$$

-Heat of lean sol. in stream (6) = $q_6 = m \text{ Cp} \Delta T$

$$= 43255.71608 \times 3.9472 \times 38 / 3600$$

$$= 1802.244604 \text{ KW}$$

-By making Overall Material Balance OF Absorber we get :-

$$q_1 + q_6 = q_2 + q_7$$

$$4518.465579 + 1802.244604 = q_2 + 4330.198179$$

∴ $q_2 = 1990.51004 \text{ KW}$

Calculation of Cp of rich sol.

Cp of rich sol.= Cp of H₂S×mole fraction+ Cp of lean sol.×mole fraction

$$\begin{aligned}
 -\text{Cp of H}_2\text{S} &= 0.236 + 9.74t \times 10^{-5} && (\text{T in C}) \\
 &= 0.236 + 9.74 \times 38 \times 10^{-5} \\
 &= 0.24 \text{KJ/Kg.C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mole fraction of H}_2\text{S} &= \text{Kmol of H}_2\text{S} / (\text{Kmol of H}_2\text{S} + \text{Kmol of lean sol.}) \\
 &= 426.4588059 / (426.4588059 + 980.85524) \\
 &= 0.3
 \end{aligned}$$

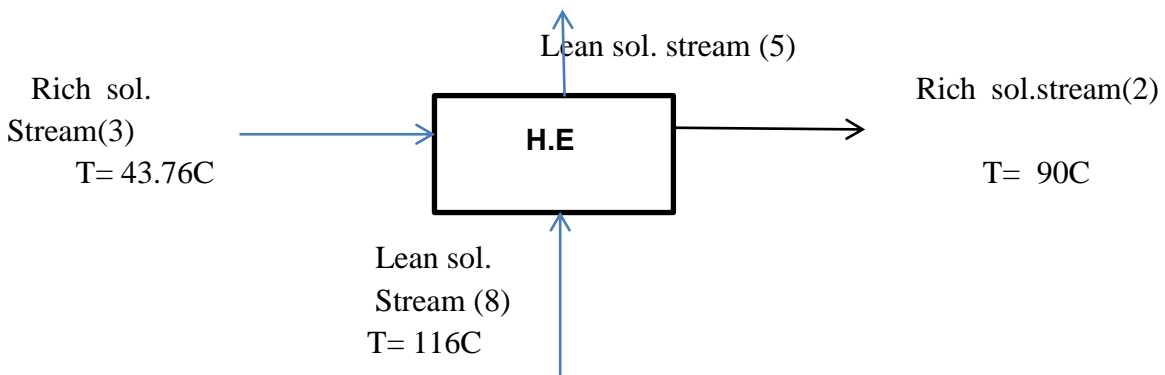
Mole fraction of lean sol. = 1- 0.3 = 0.7

$$\begin{aligned}
 \% \text{Cp of rich sol.} &= 0.24 \times 0.3 + 3.9472 \times 0.7 \\
 &= 2.83504 \text{KJ/Kg.C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Temp. of rich sol. In stream (2)} &= q_2 / \text{Cp} \Delta T \\
 &= 1990.51004 \times 3600 / (57755.31548 \times 2.83504) \\
 &= 43.76 \text{ C}
 \end{aligned}$$

Stream No.	Comp.	Q In (KW)	Q out (KW)
1	N.G	4518.465579
2	Rich sol.	1990.512004
6	Lean sol.	1802.244604
7	Sweet gas	4330.198179
Total		6320.710183	6320.710183

(2-2-2) Energy Balance Of Heat Exchanger (Amine – Amine):



Rate of lean sol. in stream(8) = 43255.71608 Kg/hr

Rate of rich sol. in stream(2) = 57755.31548 Kg/hr

Outlet temp. of rich sol. in stream(3) = 90C ⁽¹²⁾

$$q_2 = 1990.512004 \text{ KW}$$

$$\begin{aligned} \text{Heat of lean sol. in stream(8)} &= q_8 = m \text{ Cp } \Delta T \\ &= 43255.71608 \times 3.9472 \times 116 / 3600 \\ &= 5501.588792 \text{ KW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Heat of rich sol. in stream(3)} &= q_3 = m \text{ Cp } \Delta T \\ &= 57755.31548 \times 2.83504 \times 90 / 3600 \\ &= 4093.46574 \text{ KW} \end{aligned}$$

-By making Overall Energy Balance Of H.E (Amine – Amine) we get:-

$$q_2 + q_8 = q_5 + q_3$$

$$1990.512004 + 5501.588792 = q_5 + 4093.46574$$

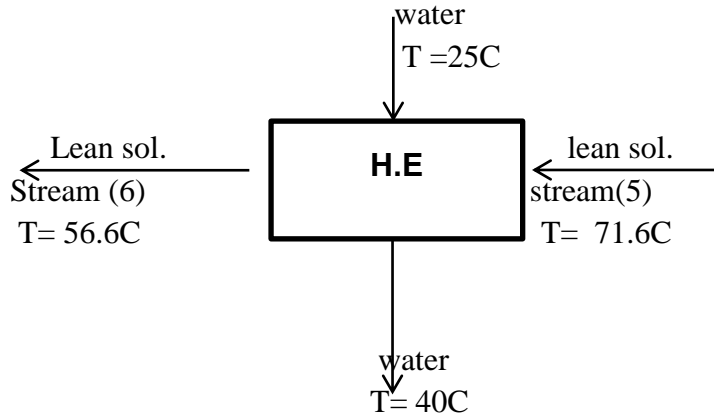
$$q_5 = 3398.635056 \text{ KW}$$

$$\text{° Temp. of lean sol. in stream(5)} = q_5 / m \text{ Cp}$$

$$\begin{aligned} &= 3398.635056 / (43255.71608 \times 3.9472) \\ &= 71.6\text{C} \end{aligned}$$

Stream No.	Comp.	Q In (KW)	Q out (KW)
2	Rich sol.	1990.512004
3	Rich sol.	4093.46574
5	Lean sol.	3398.635056
8	Lean sol.	5501.588792
Total		7492.100796	7492.100796

(2-2-3) Energy Balance Of Heat Exchanger (Amine – water):-



-Assume:

Inlet temp. of water = 25C-

-Outlet temp. of water = 40C

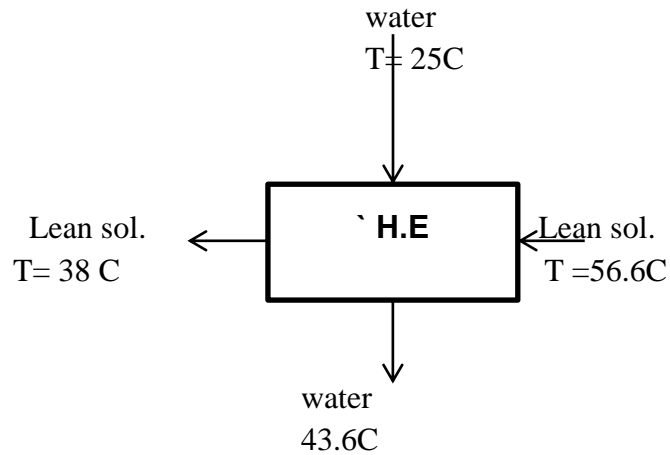
-Heat gain by water = Heat lost from lean sol.

$$\begin{aligned}
 &= m C_p \Delta T \\
 &= 43255.71608 \times 3.9472 \times (71.6 - 56.6) / 3600 \\
 &= 711.4123438 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Quantity of water required} &= \text{Heat loss from lean sol.} \times 3600 / (C_{p_{H_2O}} \Delta T) \\
 &= 711.4123438 \times 3600 / (4.18 \times (40 - 25)) \\
 &= 40846.64175 \text{ Kg/ hr}
 \end{aligned}$$

Stream No.	Comp.	Q In (kw)	Q out (kw)
6	Lean sol.	711.4123438
	Water	711.4123438
Total		711.4123438	711.4123438

(2-2-4) Energy Balance Of Heat Exchanger (Amine – Water):-



-Assume :-

-Inlet temp. of water = 25C

-Outlet temp. of water = 43.6C

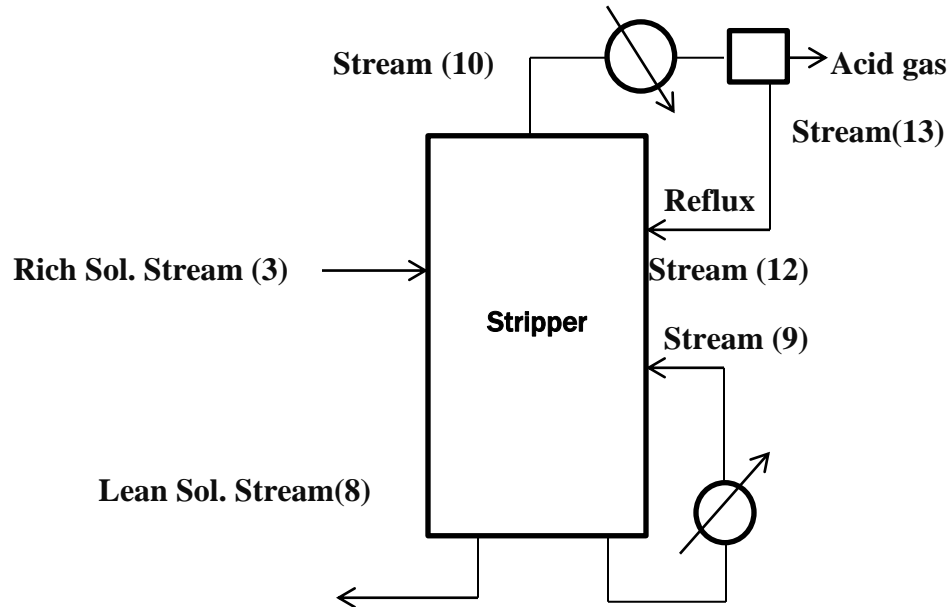
-Heat gain by water = Heat loss from lean sol.

$$\begin{aligned}
 &= m C_p \Delta T \\
 &= 43255.71608 \times 3.9472 \times (56.6 - 38) / 3600 \\
 &= 882.1513063 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Quantity of water required} &= 882.1513063 \times 3600 / (4.18 \times (43.6 - 25)) \\
 &= 40846.64175 \text{ Kg/hr}
 \end{aligned}$$

Stream No.	Comp.	Q In (kw)	Q out (kw)
6	Lean sol.	882.1513063
	Water	882.1513063
Total		882.1513063	882.1513063

(2-2-5) Energy Balance Of Stripper:-



-Heat of rich sol. In stream(3) = $q_3 = 4093.46574 \text{ KW}$

-Heat of reflux in stream(12) = $q_{12} = m C_p \Delta T$
 $= 5190.68593 \times 4.18 \times 43 / 3600$
 $= 259.1594136 \text{ KW}$

-Heat of acid gas in stream(10) = $q_{10} = m C_p \Delta T$

-Cp of acid gas = $C_p \text{ of } H_2S \times \text{mole fraction} + C_p \text{ of } H_2O \times \text{mole fraction}$

$C_p \text{ of } H_2S = 0.24 \text{ KJ/Kg.C}$

$C_p \text{ of } H_2O = 4.18 \text{ KJ/Kg.C}$

-Kmol of $H_2O = \text{Kg of reflux} / \text{M.Wt of } H_2O$

$$= 5190.68593 / 18 = 288.3714406 \text{ Kmole/hr}$$

Total Kmole of stream(10) = $\text{Kmol of } H_2S + \text{Kmol of } H_2O$

$$= 426.4588059 + 288.3714406$$

$$= 714.8302465 \text{ Kmole/hr}$$

Mole fraction of H₂S = 426.4588059 / 714.8302465 = 0.6

Mole fraction of H₂O = 1- 0.6 = 0.4

$$\begin{aligned} \%C_p \text{ of acid gas in stream(10)} &= 0.24 \times 0.6 + 4.18 \times 0.4 \\ &= 1.816 \text{ KJ/Kg.C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{-Heat of acid gas in stream(10)} &= q_{10} = 19690.28533 \times 1.816 \times 100 / 3600 \\ &= 993.2655044 \text{ KW} \end{aligned}$$

-By making Overall Energy Balance Of Stripper we get:-

Input = Output

$$q_3 + q_{12} + q_9 = q_{10} + q_8$$

$$4093.46574 + 259.1594136 + q_9 = 993.2655044 + 5501.588792$$

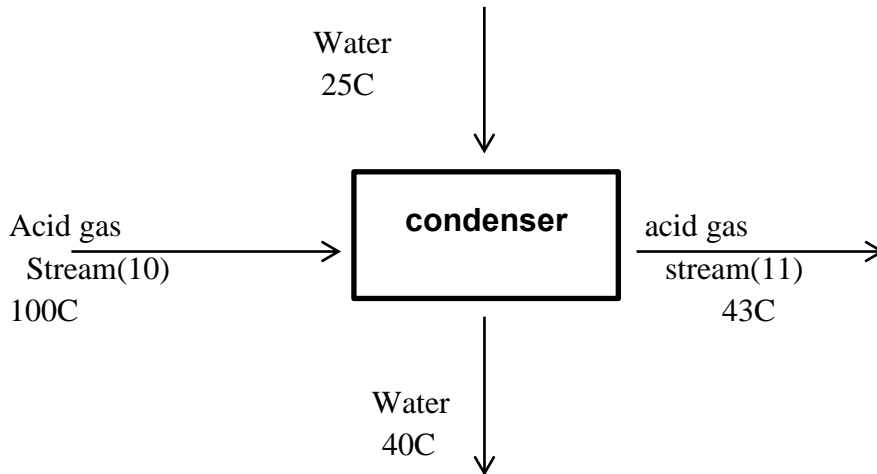
$$q_9 = 2142.229143 \text{ KW}$$

$$q_9 = m C_p \Delta T$$

$$\begin{aligned} \% m &= 2142.229143 \times 3600 / (3.9472 \times 124) \\ &= 15756.4221 \text{ Kg/hr} \end{aligned}$$

Stream No.	Comp.	Q In (kw)	Q out (kw)
3	Rich sol.	4093.46574
8	Lean sol.	5501.588792
9	Reboiler	2142.229143
10	Acid gas	993.2655044
12	Reflux	259.1594136
Total		6494.854297	6494.854297

(2-2-4) Energy Balance Of Condenser :-



-Assume :-

-Inlet temp. of $H_2O = 25C$

-Outlet temp. of $H_2O = 40C$

- Heat of stream(10) = $q_{10} = 993.2655044 \text{ KW}$

-Heat of stream(11) = $q_{11} = m \times \lambda_{H_2O} + m C_p \Delta T$

$$T_{\text{average}} = (100 + 43) / 2 \approx 70 \text{ C}$$

∴ From steam table (λ) at $70C = 293 \text{ KJ/Kg}^{(19)}$

$$\begin{aligned} \therefore q_{11} &= (5190.68593 \times 293 + 1960.28533 \times 1.816 \times 43) / 3600 \\ &= 464.9849273 \text{ KW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{-Heat gain by water} &= q_{10} - q_{11} \\ &= 993.2655044 - 464.9849273 \\ &= 528.2805771 \text{ KW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Quantity of water required} &= (528.2805771 \times 3600) / (4.18 \times (40 - 25)) \\ &= 30331.89916 \text{ Kg/hr} \end{aligned}$$

Stream No.	Comp.	Q In (kw)	Q out (kw)
10	Acid gas	993.2655044
11	Acid gas	464.9849273
	Water
	Water		528.2805771
Total		993.2655044	993.2655044

الفصل الثالث

(1-3) تصميم برج الامتصاص

(1-1-3) عملية التلامس بين الغاز والسائل عند الصينية

تحدث عملية التلامس عند الصينية وذلك عندما يدخل الغاز من اسفل الصينية ويخرج من الفتحات الموجودة عليها في ذلك الاثناء يكون السائل قد غطى الصينية من جميع جوانبها فعند ذلك تحدث عملية التلامس ويحدث الامتصاص. كلما كان وقت التلامس بين السائل والغاز اطول كلما حصلنا على امتصاص الغاز بالنسبة المطلوبة. مساحة التلامس تكون اكبر ما يمكن. سرعة الغاز الداخل يجب ان تكون قليلة فاذا كانت سريعة فإنه يمكن ان يدفع الغاز (المنقى) السائل معه كذلك بالنسبة الى سرعة السائل الداخل يجب ان لا تكون سريعة بحيث لا يتم الامتصاص بالشكل المطلوب.^[18]

(2-1-3) نوعية الصواني

تصنع عادة من صفائح من سبائك المعادن ذات مواصفات معينة و سمك معين حتى تمنع التآكل الذي يحدث على سطحها نتيجة لتماس سطحها مع سائل الامتصاص (الذي يكون بطبيعته مسببا للتآكل) وتكون قوية وتثبيتها جيد, كذلك المسافة بين كل صينية واخرى يجب ان تكون مناسبة لغرض سهولة تبديلها في حالة استهلاكها عند صيانة البرج بالإضافة الى كل ذلك يجب ان تكون كلفتها قليلة.^[18]

(3-1-3) سبب اختيار البرج ذو الصواني

يستعمل البرج ذو الصواني وذلك لان لدينا كمية كبيرة من السائل المستعمل كمادة لامتصاص غاز كبريتيد الهيدروجين. قطر البرج يعتمد على كمية السائل الداخل اليه , وبما ان كمية السائل كبيرة لذلك فإن القطر كبير كذلك ان طول البرج يعتمد على عدد الصواني المستعملة. لا يستخدم البرج ذو الحشوات لان حجمه سيكون كبير بهذه الكمية من المادة الداخلة وبهذا ستكون عدد الحشوات كثير جدا لتوفير مساحة سطحية كافية لتلامس هذه الكمية من الغاز والسائل وبذلك سيؤدي الى زيادة كبيرة في فرق الضغط , وكذلك سيكون الوزن كبير جدا لا يمكن نصبه فيجب استعمال اكثر من برج واحد.^[19]

(3-1) Design Of Absorption Tower :-

$$y / x = P_A / P_T \quad [23]$$

$$y = P^0 \times x / P_T$$

y = mole fraction of H₂S in gas phase.

x = mole fraction of H₂S in liquid phase.

P_T = total pressure in absorber = 40 atm .

P⁰ = partial pressure of H₂S gas = y_A × P_T

P⁰ of H₂S = 0.05681 × 40 = 2.2724 atm.

y = 0.05681 X (equilibrium equation)

x_T = 0 (pure solvent of DEA is used)

no. of mole of H₂S in sweetening gas = 10.839 / 34

= 0.318 Kmol/hr

$$y_T = 0.318 / 7512.367736 = 4.23 \times 10^{-5}$$

M.B. OF H₂S :-

$$L_m (x_B - x_T) = G_m (y_B - y_T) \quad [24]$$

$$x_B = (G_m / L_m) \times (y_B - y_T)$$

$$G_m = 7512.367736 \text{ Kmol/hr}$$

$$L_m = 980.855269 \text{ Kmol/hr}$$

$$x_B = (7512.367736 / 980.855269) \times (0.05681 - 4.23 \times 10^{-5})$$

$$= 0.435$$

$$y_{n+1} - y_1) / (y_{n+1} - y_0) = (A^{n+1} - A) / (A^{n+1} - 1)($$

A = Absorption factor = L_m / (G_m × k) , K = 0.05681

$$980.855269 / (7512.367736 \times 0.05681) = 2.298 =$$

$$0.05681 - 4.23 \times 10^{-5}) / (0.05681 - 0) = (A^{n+1} - 2.298) / (A^{n+1} - 1)$$

$$0.999 = (A^{n+1} - 2.298) / (A^{n+1} - 1)$$

$$0.999 A^{n+1} - 0.999 = A^{n+1} - 2.298$$

$$2.298 - 0.999 = A^{n+1} - 0.999 A^{n+1}$$

$$1.299 = 0.001 A^{n+1}$$

$$A^{n+1} = 1299 \quad , \text{ By taken (ln) for both side}$$

$$\ln A^{n+1} = \ln 1299$$

$$(n+1) \ln A = \ln 1299$$

$$n+1 = \ln 1299 / \ln A$$

$$n+1 = \ln 1299 / \ln 2.298$$

$$n+1 = 8.616$$

$$n = 7.616 \quad (\text{Theoretical No. of plates})$$

Efficiency of plate (15 – 30)% , then assume the plate efficiency equal to [11] 30 %.

$$\begin{aligned} \text{Actual No. of plate} &= \text{No. of plate}_{(\text{theo.})} / \eta \\ &= 7.616 / 0.3 = 25 \text{ plates} \end{aligned}$$

Design across –flow sieve tray for the system :- [25]

1-Vapour :-

$$\text{Mass flow rate } (m_v) = 216782.9684 / 3600 = 60.2175 \text{ Kg/sec.}$$

$$v = (p \times M.wt) / (R \times T) \quad , p = 40 \text{ atm} = 4052 \text{ Kpa.} \rho$$

$$, T = 43^\circ\text{C} = 316 \text{ K}$$

$$\rho_v = (4052 \times 28.85681) / (8.314 \times 316)$$

$$= 44.5 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric flow rate } (Q_v) = m_v / \rho_v = 60.2175 / 44.5$$

$$= 1.353 \text{ m}^3/\text{sec.}$$

2-Liquid :-

$$\text{Mass flow rate } (m_L) = 43255.71736 / 3600 = 12.015 \text{ Kg/sec.}$$

$$\rho_m = 1155.802127 \text{ Kg/m}^3 [27]$$

$$\mu_m = 7.98 \times 10^{-4} \text{ pa .sec.}^{[27]}$$

$$Q_L = m_L / \rho_L = 12.015 / 1155.802127 = 1.03 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{sec.}$$

$$\text{Surface tension} = 0.02 \text{ J/m}^2$$

3-Flow parameter :-

$$\begin{aligned} F_{LV} &= (Q_L/Q_v) \times (\rho_v / \rho_L)^{0.5} = (1.03 \times 10^{-2} / 1.353) \times (44.5 / 1155.802127)^{0.5} \\ &= 1.49 \times 10^{-3} \end{aligned}$$

4-Vapour Capacity (C_{sb}) :-

-Assume plate spacing = 0.46 m

-from fig. (3-1) at $F_{LV} = 1.49 \times 10^{-3} \cong 1.5 \times 10^{-3}$ [35]

We get that $C_{sb} = 0.115$

$$\begin{aligned} U_{nf} &= C_{sb} \times [(\rho_L - \rho_v) / \rho_v]^{0.5} = 0.115 \times [(1155.802127 - 44.5) / 44.5]^{0.5} \\ &= 0.5747 \text{ m/sec.} \end{aligned}$$

5-Tray selection :-

$$\text{If } A_d = 0.12 A_t$$

The weir length is $0.77 D_t$

$$\text{Net area} = A_n = A_t - A_d$$

Select a weir height = 80 mm

Hole size = 4.75 mm

Plate thickness = 1.88 mm

6-Selection a design percentage flooding = $F^* = 80\%$

$$U_n^* = F^* \times U_{nF} = 0.8 \times 0.5747 = 0.4597 \text{ m/sec.}$$

$$A_t = Q_v / (0.88 \times U_n^*) = 1.353 / (0.88 \times 0.4597) = 3.344 \text{ m}^2$$

$$A_t = \pi / 4 D_t^2$$

$$3.344 = \pi / 4 D_t^2$$

$$D_t = \sqrt{3.344 \times 4/\pi}$$

$$= 2.063 \text{ m}$$

7-Tabulation of Tower areas :-

$$\text{Tower area} = 3.344 \text{ m}^2$$

$$\text{Down comer area} = A_d = 0.12A_t$$

$$= 0.12 \times 3.344 = 0.40128 \text{ m}^2$$

$$\text{Net area} = A_n = 0.88A_t$$

$$= 0.88 \times 3.344 = 2.94272 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area} = A_a = 0.76A_t$$

$$= 0.76 \times 3.344 = 2.54144 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole area} = A_h = 0.1 \times 3.344 = 0.3344 \text{ m}^2$$

8-Flooding check :-

$$U_n = Q_v / A_n = 1.353 / 2.94272 = 0.4597 \text{ m/sec.}$$

$$F = F^* \times [U_n / U_n^*] = 0.8 \times [0.4597/0.4597] = 0.8 = 80\%$$

9-Calculation of Entrainment :-

From fig. (3-2) at $F_{Lv} \approx 1.5 \times 10^{-3}$, $F = 80\%$, Then the fractional entrainment (ψ) = 0.042 i.e < 0.2 , Therefore satisfactory :

$$\text{Total entrainment} = e = \psi \times m_L \times (1 - \psi)$$

$$= 0.042 \times 12.015 \times (1 - 0.042)$$

$$= 0.483 \text{ Kg/sec.}$$

10-Plate pressure drop :-

a-Hole velocity :-

$$U_n = Q_v/A_h = 1.353 / 0.3344 = 4.046 \text{ m/sec}$$

$$\text{Tray thickness / Hole size} = 1.88 / 4.75 = 0.396$$

$$\text{Hole area / Active area} = 0.3344 / 2.54144 = 0.132$$

From fig. (3-3) , $C_{v0} = 0.745$

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{dry}} &= 5.08 \times (\rho_v / \rho_L) \times U_n^2 \times (1 / (C_{v0})^2) \\ &= 5.08 \times (44.5 / 1155.802127) \times (4.046)^2 \times (1 / (0.745)^2) \\ &= 5.768 \text{ cm} \end{aligned}$$

b-Aerated liquid drop (h_a) :-

$$\begin{aligned} F_{va} &= (Q_v / A_a) \times \rho_v^{0.5} \\ &= (1.353 / 2.54144) \times (44.5)^{0.5} \\ &= 3.551 \end{aligned}$$

From fig. (3-4) , $Q_p = 0.6$

$$\begin{aligned} L_w &= 0.77 D_t \\ &= 0.77 \times 2.063 = 1.588 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 66.6 (Q_L / L_w)^{0.67} \\ &= 2.277 \text{ cm} \end{aligned}$$

Weir height = $h_w = 50 \text{ mm} = 5 \text{ cm}$

$$\begin{aligned} \text{Aerated liquid drop} = h_a &= Q_p \times (h_w + h_{ow}) \\ &= 0.6 \times (5 + 2.277) \\ &= 4.3662 \text{ cm} \end{aligned}$$

c-Total plate pressure drop :-

$$\begin{aligned} \Delta p_T &= \Delta p_{\text{dry}} + h_a \\ &= 5.768 + 4.3662 = 10.1342 \text{ cm} \end{aligned}$$

11- Weep point :-

$$\begin{aligned} d_L \times / (\rho_L \delta &= 4.14 \times 10^4 \times \delta h \\ &= 4.14 \times 10^4 \times 0.02 / (1155.802127 \times 4.75) \end{aligned}$$

$$= 0.15 \text{ cm}$$

$$\Delta p_{\text{dry}} + h_{\delta} = 5.768 + 0.15 = 5.918 \text{ cm}$$

$$h_w + h_{\text{ow}} = 5 + 2.277 = 7.277 \text{ cm}$$

12- down comer residence time :-

$$V_d = m_L \times A_d \times \rho_L / 3600$$

$$V_d = 43255.71736 \times 0.40128 \times 1155.802127 / 3600$$

$$= 0.026 \text{ m/sec}$$

$$\text{Residence time} = \text{tray spacing} / V_d$$

$$= 0.46 / 0.026$$

$$= 17.7 \text{ sec}$$

13-Liquid gradient (Δ) :-

$$\text{a-Height of forth} = h_f = h_a / (2 \times Q_p - 1)$$

$$= 4.3662 / (2 \times 0.6 - 1)$$

$$= 21.831 \text{ cm}$$

b-hydraulic radius (R_h) :-

$$D_f = (L_w + D_t) / 2$$

$$= (1.588 + 2.063) / 2 = 1.8255 \text{ m}$$

$$R_h = (h_f \times D_f) / (2h_f + 2D_f)$$

$$= (21.83 \times 1.8255) / (2 \times 21.83 + 2 \times 1.8255)$$

$$= 0.842 \text{ m}$$

c-Velocity of Aerated mass (U_f) :-

$$U_f = 100 \times Q_L / (h_f \times \phi \times D_f)$$

From fig. (3-5), $\phi = 0.2$, hence

$$U_f = 100 \times 1.03 \times 10^{-2} / (21.83 \times 0.2 \times 1.8255)$$

$$= 0.13 \text{ m/sec}$$

d-Reynolds models (Re_h) :-

$$\begin{aligned} Re_h &= R_h \times U_f \times \rho_L / \mu_L \\ &= 0.842 \times 0.13 \times 1155.802127 / 7.98 \times 10^{-4} \\ &= 158538.9735 \end{aligned}$$

Fraction factor (f) from fig. (3-5) , $f = 0.02$ ^[33] , pipe roughness = 0.05 for carbon steel . ^[34]

- Calculate Δ :-

$$\begin{aligned} L_f &= 0.77D_t = 0.77 \times 2.063 = 1.588 \text{ m} \\ \Delta &= 12 \times f \times U_f^2 \times L_f / (R_h \times g) \\ \Delta &= 12 \times 0.016 \times (0.13)^2 \times 1.588 / (0.842 \times 9.81) \\ &= 6.238 \times 10^{-4} \text{ cm} \end{aligned}$$

14-Height of Aerated mass in Down comer :-

Assuming aclearance of 1.5 in (38mm) between the down comer apron and the tray .

$$\begin{aligned} A_{da} &= 38 \times 10^{-3} \times 1.588 \\ &= 0.06 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{da} &= 16.5 (Q_L / A_{da})^2 \\ h_{da} &= 16.5 (1.03 \times 10^{-2} / 0.06)^2 \\ &= 0.486 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{dc} &= \Delta p_T + 0.1h_w + h_{ow} + \Delta + h_{da} \\ &= 10.1342 + 0.1 \times 5 + 2.277 + 6.238 \times 10^{-4} + 0.486 \\ &= 13.398 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{*Height of Aerated liquid} &= h_{dc} / 0.6 \\ &= 13.398 / 0.6 \\ &= 22.33 \text{ cm} \end{aligned}$$

15-Thickness of column :-

$$t = ((p_i \times D_i) / (2 \times J \times f' - p_i)) + C$$

$$p_i = 40 \text{ atm} = 4 \text{ N/mm}^2 + (10/100) \times 4 = 4.4 \text{ N/m}^2$$

$$D_i = 2.063 \text{ m} = 2.063 \times 10^3 \text{ mm}$$

$$J = 0.8, C = 2 \text{ mm}, f' = 135 \text{ N/mm}^2$$

$$t = ((4.4 \times 2.063 \times 10^3) / (2 \times 0.8 \times 135 - 4.4)) + 2$$
$$= 44.89 \text{ mm}$$

16-Ellipsoidal head :- ^[26]

$$t = ((p_i \times D_i) / (2 \times J \times f' - 0.2 \times p_i)) + C$$

$$= ((4.4 \times 2.063 \times 10^3) / (2 \times 0.8 \times 135 - 0.2 \times 4.4)) + 2$$

$$= 44.19 \text{ mm}$$

$$\text{Column height} = \text{No. of stages} \times \text{tray spacing} + D_t$$

$$= 25 \times 0.46 + 2.063$$

$$= 13.563 \text{ m}$$

17-Column support :- ^[26]

For vertical cylindrical vessels skirt support are usually used the skirt is welded flash to the bottom.

*Height of skirt = 2 m

Thickness of skirt is equal or greater than of shell thickness . Tray*

a straight cylindrical skirt ($\Theta = 90^\circ$) of plain carbon steel design stress 135 N/mm² and Young's modulus 200000 N/mm² at ambient temp.

The max. dead weight load on the skirt will occur when the vessel is full of water .

$$\text{Approximate weight} = \pi / 4 \times D_t^2 \times \text{height of column} \times 1000 \times g$$

$$= (\pi \times 2.063^2 \times 13.563 / 4) \times 1000 \times 9.81$$

$$= 444.521 \text{ KN}$$

***Weight of vessel :-**

$$W_v = C_v \times \pi \times \rho_m \times D_m \times g \times (H_v + 0.8 D_m) \times t \times 10^{-3}$$

$$C_v = 1.15 \quad (\text{for absorption column})$$

$$D_m = D_i + t \times 10^{-3}$$

$$= 2.063 + 44.89 \times 10^{-3}$$

$$= 2.10789 \text{ m}$$

For carbon steel vessel , the above equation reduced :-

$$W_v = 240 \times 1.15 \times 2.10789 \times (13.563 + 0.8 \times 2.10789) \times 44.89 \times 10^{-3}$$

$$= 398.251 \text{ KN}$$

***Weight of plate :-**

$$\text{Plate area} = \pi/4 \times D^2 = \pi/4 \times (2.063)^2 = 3.34 \text{ m}^2$$

$$\text{Weight of plate} = 1.2 \times \text{plate area}$$

$$= 1.2 \times 3.34 = 4 \text{ KN}$$

$$25 \text{ plates} = 25 \times 4 = 100 \text{ KN}$$

$$\text{Weight of vessel} = W_v + \text{weight of the plate}$$

$$= 398.251 + 100$$

$$= 498.251 \text{ KN}$$

$$\text{Total weight} = \text{weight of vessel} + \text{approximate weight}$$

$$= 498.251 + 444.521 = 942.772 \text{ KN}$$

***Wind loading :-**

Take dynamic wind pressure as 1280 N/m^2 .

$$\text{Loading per linear meter} = F_w = 1280 \times 2.10789 = 2698.1 \text{ N/m}$$

***Bending moment at bottom tangent line :-**

$$\begin{aligned}
 M_x &= (F_w / 2) \times X^2 \\
 &= (2698.1 / 2) \times 17.3^2 \\
 &= 403.757 \text{ KN.m}
 \end{aligned}$$

As a first trial take the skirt thickness as the same and that of the bottom section of the vessel , 44.89 mm

$$\begin{aligned}
 \sigma_{bs} &= 4 \times M_x / \pi (D_s + t_s) t_s \times D_s \\
 &= 4 \times 403.757 \times 10^3 \times 10^3 / \pi \times (2.063 \times 10^3 + 44.89) \times 44.89 \times 2.063 \times 10^3 \\
 &= 2.635 \text{ N/mm}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \sigma_{ws} &= w / \pi (D_t + t_s) t_s \\
 &= 444.521 \times 10^3 / \pi (2.063 \times 10^3 + 44.89) \times 44.89 \\
 &= 1.5 \text{ N/mm}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 w_s \text{ (test)} &= \text{approximate weight} / \pi (D_t + t_s) \times t_s \sigma \\
 &= 444.521 \times 10^3 / \pi (2.063 \times 10^3 + 44.89) \times 44.89 \\
 &= 1.5 \text{ N/mm}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \sigma_{ws} \text{ (operating)} &= w_v / (D_t + t_s) \times t_s \\
 &= 44.89 \times 10^3 / (2.063 \times 10^3 + 44.89) = 398.251 \times 10^3 \\
 &= 4.2 \text{ N/mm}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Max. } \hat{\sigma}_s \text{ (compressive)} &= \sigma_{bs} + \sigma_{ws} \\
 &= 2.635 + 1.5 \\
 &= 4.135 \text{ N/mm}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Max. } \hat{\sigma}_s \text{ (tensile)} &= \sigma_{bs} - \sigma_{ws} \\
 &= 2.635 - 1.5 = 1.135 \text{ N/mm}^2
 \end{aligned}$$

Take the joint factor (J) as 85% criteria for design :-

$$\hat{\sigma}_s \text{ (tensile)} \triangleright f_s J \text{ sine } \Theta$$

$$1.135 \triangleright 0.85 \times 135 \text{ sine } 90^\circ$$

$$1.135 \geq 115$$

$$\hat{\sigma}_s \text{ (compressive)} \geq 0.125 E (t_s / D_t) \sin \Theta$$

$$4.135 \geq 0.125 \times 200000 \times 10^3 \times (44.89 / 2.063 \times 10^3) \sin 90^\circ$$

$$4.135 \geq 543989.3359$$

Both criteria are satisfied , add 2 mm = 0.002 m for corrosion , gives design thickness of 46.89 mm

***Base ring and anchor bolts :-**

Approximate pitch circle diameter say $2.063 + 0.002 = 2.065$ m

Circumference of bolt circle = $2.065 \times 10^3 \times \pi = 6484.1$

No. of bolts required at min. recommended bolt spacing

$$= 2.065 \times 10^3 \times \pi / 600 = 11$$

Closest multiple of 4 = 5 bolts

Take bolt design stress = 125 N/mm^2

$M_x = 403.6 \text{ KN/m}$

Take $W =$ operating value = 1363.82 KN

$$A_b = \frac{1}{Nb \times f_b} \times ((4M_x / D_b) - W)$$

$$4 \times 403.757 \times 10^3 / 2.065) - 498.251 \times 10^3) \times ((= \frac{1}{5 \times 125}$$

$$= 454.15 \text{ mm}^2$$

$$\text{Bolt root diameter} = \sqrt{\frac{4A_b}{\pi}}$$

$$= 24 \text{ mm}$$

Total compressive load on the base ring per unit length :-

$$\begin{aligned}
 P_b &= (4M_x / \pi D_t^2) + (W / \pi D_t) \\
 &= (4 \times 403.757 \times 10^3 / \pi \times 2.063^2) + (498.251 \times 10^3 / \pi \times 2.063) \\
 &= 1.97768 \times 10^5 \text{ N/m}
 \end{aligned}$$

Taking the bearing pressure as 5 N/mm.

$$\begin{aligned}
 L_b &= F_b / (F_c \times 10^3) \\
 &= (1.97768 \times 10^5 / 5 \times 10^3) = 39.5536 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Take the skirt bottom diameter as 4 m

$$\begin{aligned}
 \text{Skirt base angle } \Theta_s &= \tan^{-1} (4 / 0.5 (4 - D_t)) \\
 &= 76.4^\circ
 \end{aligned}$$

Keep the skirt thickness the same as that calculated for the cylindrical skirt.

$$\begin{aligned}
 \text{Actual width required} &= L_r + t_s + 50 \\
 &= 150 + 46.89 + 50 \\
 &= 246.89 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Actual bearing pressure concrete foundation :-

$$t_b = Lr \sqrt{3 \frac{f'_c}{f_r}}$$

Where $f_r = 140 \text{ N/mm}^2$

$f'_c = p_b / \text{actual width req.}$

$$= 1.97768 \times 10^5 / 246.89 \times 10^3 = 0.8 \text{ N/mm}^2$$

$$\begin{aligned}
 t_b &= 150 \sqrt{3 \times \frac{0.8}{140}} \\
 &= 19.64 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

17- Optimum diameter of tube :- [26]

$$d_{op} = 282 (m_L)^{0.52} \times (\rho_L)^{-0.37}$$

$$= 282 (12.015)^{0.52} \times (1155.802127)^{0.37}$$

$$= 75.58 \text{ mm} = 7.558 \text{ cm}$$

18- Cost column :- ^[10]

$h = 13.563 \text{ m}$, $D = 2.063 \text{ m}$, pressure = 40 bar , carbon steel

cost = 32000 \$, from fig. (3-6)

pressure factor = 1.8 , from fig. (3-6)

Material factor = 1 , from fig. (3-6)

Cost = $32000 \times 1 \times 1.8 = 57600 \text{ \$}$

Cost in 2016 = cost in 2004 \times (cost index in 2015 / cost index in 2004)

Cost index in 2004 = 480

Cost index in 2015 = 1081

Cost in 2016 = $57600 \times (1081 / 480)$

= 129720 \$

= 167338800 I.D

Summary :-

Type of tray	: Single pass cross flow sieves tray
Tower diameter	: 2.063 m
Tray spacing	: 0.46 m
Active area	: 2.54144 m ²
Hole area	: 0.3344 m ²
Down comer area	: 0.40128 m ²
Hole / active area	: 0.132
Hole / tower area	: 0.1
Hole size	: 4.75 mm
Weir length	: 1.588 m
Down comer clearance	: 38 mm
Tray thickness	: 1.88 mm
No. of tray	: 25
Length of column	: 13.563 m
Thickness of column	: 44.89 mm
Type of head	: Ellipsoidal head
Type of support	: Skirt support
Cost of absorber	: 167338800 I.D

(2-3) المبادل الحراري (امين-امين):- (Amine–Amine) heat exchanger

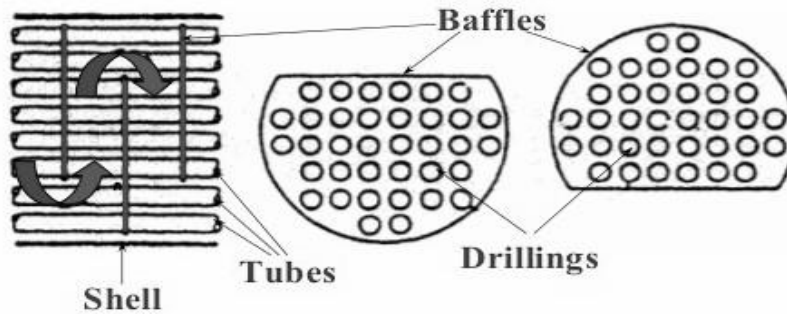
يدخل الامين الحاوي على H_2S (Rich sol.) في درجة حرارة ويخرج $43.76^{\circ}C$ بدرجة حرارة $80^{\circ}C$, في تلك الاثناء محلول الامين الذي يكون خالي من H_2S (lean sol.) الخارج من برج الانتزاع بدرجة حرارة $116^{\circ}C$ يدخل المبادل الحراري ويخرج منه بدرجة حرارة $81.25^{\circ}C$. يدخل محلول الامين الحاوي على H_2S (الخارج من برج الامتصاص) في الانابيب والمحلول الخالي من H_2S في (shell) والسبب ان المحلول الغني يحتوي على غاز H_2S الذي يعتبر مسبب للتآكل. كل المواد التي تؤثر على المعادن يجب ان تكون في الانابيب والمحلول الخالي من الغاز المؤكسد في جانب (shell) لأنه لا يؤثر على المعدن المصنوع منه المبادل الحراري.

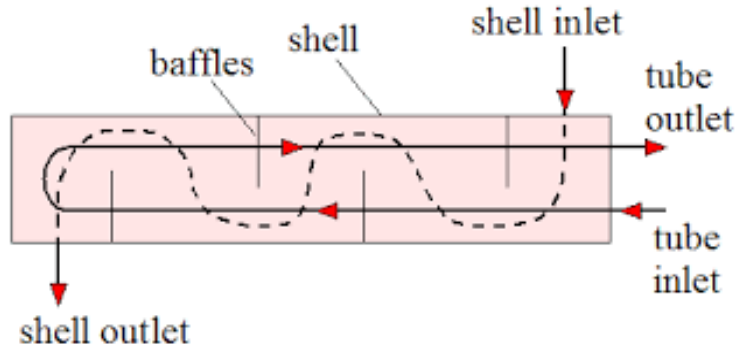
يمكن ان يتم انتقال الحرارة من المحلول الحار الى المحلول البارد بواسطة الاشعاع والحمل والتوصيل وفي معظم الحالات يتم انتقال الحرارة بواسطة 2 او 3 من عمليات انتقال الحرارة , فعندما يكون معدل انتقال الحرارة ثابت ولا يتأثر بالزمن فيكون انتقال الحرارة تحت الحالة المستقرة , وعندما يتأثر انتقال الحرارة بالزمن في اي نقطة في المبادل الحراري تصبح الحالة غير مستقرة.

ان اعظم معامل انتقال حرارة يحدث عندما يكون الجريان داخل الصدف (shell) وكذلك وجود الحواجز (Baffles) والتي تجعل الجريان عمودي على الانابيب.

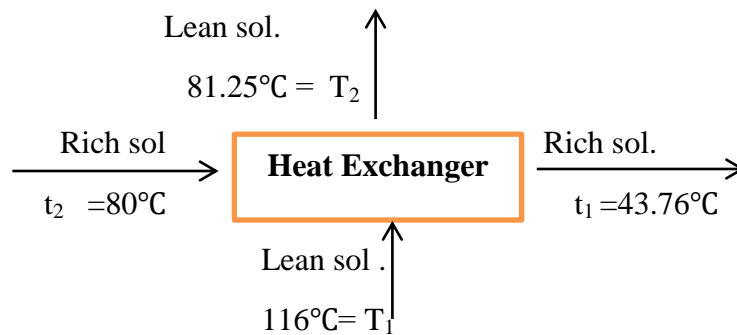
هناك انواع عديدة من الحواجز ولكن النوع المستخدم في التصميم هو (segmental baffles) وهي عبارة عن صفائح مثبتة ولها ارتفاعات مساوية الى 75% من قطر الصدف والتي تدعى الحواجز ذات القطع 25%.

Segmental baffle





(3-2) Design of Heat Exchanger:-



Rich solution :-

$$T_{av} = (80 + 43.76) / 2 = 61.88^{\circ}\text{C}$$

:- Physical properties at 61.88

$$\rho = 1135.12 \text{ Kg/m}^3 \quad [27]$$

$$\text{Kg/m}^{\circ}\text{C} \quad [27] = 1.4 \times 10^{-3} \mu$$

$$[27] \quad C_p = 3.974 \text{ KJ/Kg. }^{\circ}\text{C}$$

$$[27] \quad K = 0.4457 \text{ W/m.}^{\circ}\text{C}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$= 16.043 \times 3.974 \times 10^3 \times (80 - 43.76)$$

$$= 2310476.924 \text{ W}$$

Lean solution:-

$$T_{av} = (116 + 81.25) / 2 = 98.625^\circ\text{C}$$

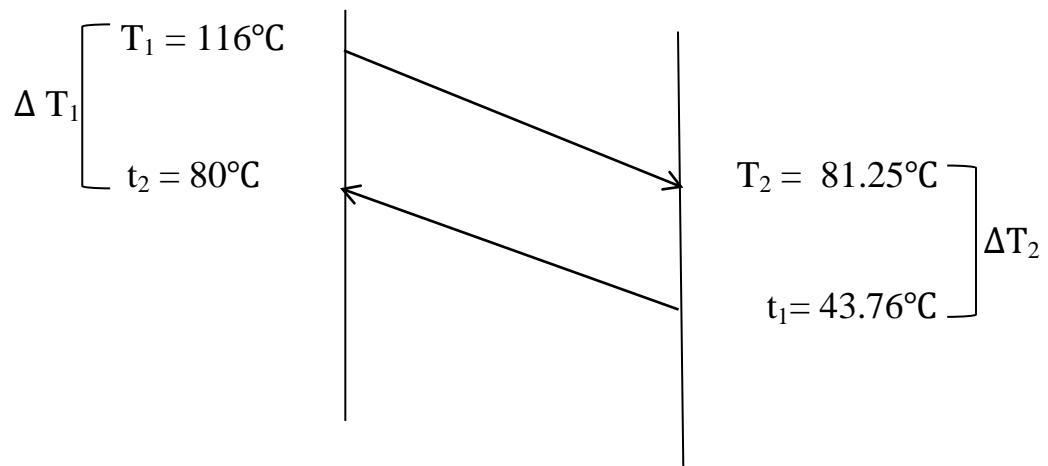
Physical properties at 98.625°C :-

$$\rho = 1809.39 \text{ Kg/m}^3 \quad [27]$$

$$\mu = 8.5 \times 10^{-3} \text{ Kg/m} \cdot ^\circ\text{C} \quad [27]$$

$$C_p = 3.80744 \text{ KJ/ Kg} \cdot ^\circ\text{C} \quad [27]$$

$$K = 0.4188 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C} \quad [27]$$



$$\Delta T_{Lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 116 - 80 = 36^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 81.25 - 43.76 = 37.49^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{Lm} = 36.7^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{116 - 81.25}{80 - 43.76} = 0.96 \quad [26]$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{80 - 43.76}{116 - 43.76} = 0.5 \quad [26]$$

$$\Delta T_{Lm} \times Ft = 36.7 \times 0.85 = 31.195^\circ\text{C}$$

From fig. (12-19) the temp. correction factor = $Ft = 0.85$ [26]

Then :-

$$\Delta T_{Lm} \times Ft = 36.7 \times 0.85 = 31.195^\circ\text{C}$$

From standard table and trial and error method , the value of overall heat transfer coefficient (U_{ass}) is equal to $287 \text{ W/m}^\circ\text{C}$

Tube side :-

$$Q = 2310476.924 \text{ W}$$

$$Q = U_{ass} \times A \times \Delta T_{Lm}$$

$$2310476.924 = 287 \times A \times 31.195$$

$$A_{ass.} = 258 \text{ m}^2$$

$$\text{Use tube length} = L = 4.88 \text{ m} \quad [26]$$

$$\text{Outside diameter} = D_o = 0.0156 \text{ m} \quad [26]$$

$$\text{Wall thickness} = t_w = 0.00206 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside diameter} = D_i &= D_o - 2t_w = 0.0156 - 2(0.00206) \\ &= 0.01147 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cross section area of one tube} = A_i &= \pi D_i^2 / 4 \\ &= \pi \times (0.01147)^2 / 4 = 0.000103 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A = \pi \cdot D_o \cdot L \cdot n \quad , n = \text{number of tube}$$

$$n = \frac{A}{\pi \cdot D_o \cdot L} = \frac{258}{\pi \times 0.0156 \times 4.88} = 1079 \text{ tubes}$$

$$\begin{aligned} \text{velocity of rich sol. In tube} = U &= m / (\rho \times n \times A_i) \\ &= 16.043 / (1135.12 \times 1079 \times 0.000103) \\ &= 0.127 \text{ m/sec} \end{aligned}$$

The economical and optimum velocity of fluid in tube is (0.9 – 1.237)m/sec , then to solve this problem we use 8 tube pass :- [26]

Then the velocity becomes :-

$$U = 8 \times 0.127 = 1.016 \text{ m/sec}$$

Calculate heat transfer coefficient for tube side :-

$$h_i = C \cdot \text{Re}^{0.8} \cdot \text{Pr}^{0.33} \quad [26]$$

C = 0.027 for viscose liquid

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \rho u D_i / \mu = 1135.12 \times 1.016 \times 0.01147 / (1.4 \times 10^{-3}) \\ &= 9448.674016 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \mu C_p / K = 1.4 \times 10^{-3} \times 3.974 \times 10^3 / 0.4457 \\ &= 12.483 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 0.027 (9448.674016)^{0.8} (12.483)^{0.33} (0.4457 / 0.01147) \\ &= 3655.316049 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Calculate the pressure drop in tube side :-

$$\Delta p_t = 4f \frac{L}{D_i} \cdot \frac{\rho u^2}{2gc} \quad [28]$$

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 8 \times 10^{-3}$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 4 \times 8 \times 10^{-3} (4.88 / 0.01147) \times (1135.12 \times 1.016^2 / 2 \times 1) \\ &= 7976.37527 \text{ pa} = 7.97637527 \text{ Kpa} = 0.0787 \text{ atm} \end{aligned}$$

Shell side :- [26]

Used triangular pitch

$$P_t = 1.25 D_o = 1.25 \times 0.0156 = 0.0195 \text{ m}$$

$$\text{Clearance between tubes} = P_t - D_o = 0.0195 - 0.0156 = 0.0039 \text{ m}$$

$$D_b = D_o (N / K)^{1/n}$$

N = number of tubes

Db = bundle diameter

For 8 passes , $K = 0.0365$, $n = 2.675$ [table 1.5]

$$\begin{aligned} Db &= 0.0156 (1079/0.0365)^{1/2.275} \\ &= 0.73 \text{ m} \end{aligned}$$

Use pull – through floating head exchanger

From fig. (12 – 10) , the shell bundle clearance = 93mm = 0.093 m

$$\begin{aligned} \text{Shell inside diameter} &= D_{si} = Db + \text{clearance} \\ &= 0.73 + 0.093 = 0.823 \text{ m} \end{aligned}$$

Baffle spacing :-

$$\begin{aligned} \text{Optimum baffle spacing} &= L_B = 0.35 D_{si} \\ &= 0.35 \times 0.823 = 0.28805 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. of baffle used} &= (L / L_B) - 1 \\ &= (4.88 / 0.28805) - 1 = 16 \text{ baffle} \end{aligned}$$

Calculate the heat transfer coefficient area for cross flow :-

$$\begin{aligned} A_a &= (Pt - D_o) D_{si} \cdot L_B / Pt \\ &= 0.0039 \times 0.823 \times 0.28805 / 0.0195 \\ &= 0.0474 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$G_s = m / A_s = 12.015 / 0.0474 = 253.49 \text{ Kg/ m}^2 \cdot \text{sec}$$

$$U_s = G_s / \rho = 253.49 / 1809.39 = 0.14 \text{ m/sec}$$

Calculate of heat transfer coefficient for shell side :-

$$h_o = C \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.33} \cdot (K/de)$$

$C = 0.023$ for non – viscous liquid

$$\begin{aligned} \text{Equivalent diameter} &= d_e = 1.1 (Pt^2 - 0.917 D_o^2) / D_o \\ &= 1.1(0.0195^2 - (0.917 \times 0.0156^2)) / 0.0156 \\ &= 0.0111 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= G_s \cdot d_e / \mu = 253.49 \times 0.0111 / (8.5 \times 10^{-3}) \\ &= 331.0281176 \end{aligned}$$

$$\text{Pr} = \mu C_p / K = 8.5 \times 10^{-3} \times 3.80744 \times 10^3 / 0.4188$$

$$= 77.276$$

$$h_o = 0.023 (331.0281176)^{0.8} (77.276)^{0.33} (0.4188 / 0.0111)$$

$$= 377.8837069 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Pressure drop in the shell side :-

$$\text{Ps} = 8J (D_{si} / d_e) (L / L_B) (\rho U_s^2 / 2) \Delta$$

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

$$= 0.02$$

$$J = f / 2 = 0.02 / 2 = 0.01$$

$$\Delta P_s = 8 \times 0.01 (0.823 / 0.0111) (4.88 / 0.28805) (1809.39 \times 0.14^2 / 2)$$

$$= 1781.874 \text{ Pa} = 0.0176 \text{ atm}$$

(L / L_B) is the number times the flow cross the tube bundle :

$$= N_b + 1$$

$$= 16 + 1 = 17$$

Calculation of overall heat transfer coefficient (U_{cal}) :-

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + d_o \frac{\ln(d_o/d_i)}{2K_w} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_i} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_{id}}$$

$$1/h_o = 2.646316795 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{w}$$

$$1/h_{od} = \text{outside fouling resistance} = 0.21 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{w} \quad [28]$$

$$d_o / d_i \cdot h_i = \text{inside fouling resistance} = 17 \times 10^{-5} \times 0.0156 / 0.01147$$

$$= 2.31 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{w}$$

Thermal conductivity of stainless steel = $K_w = 55 \text{ w/m} \cdot ^\circ\text{C}$

$$\text{Wall resistance} = d_o \frac{\ln(d_o/d_i)}{2K_w}$$

$$= 4.36 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{w}$$

$$d_o / h_i \cdot d_i = 3.720799321 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{w}$$

$$1 / U_{\text{cal}} = 3.5 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{w}$$

$$U_{\text{cal}} = 285 \text{ w} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\% \text{ error} = (287 - 285) / 287 = 6.96 \times 10^{-3}$$

$$A_{\text{cal}} = 2310476.924 / (285 \times 31.195) = 259.8 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{ass}} = 258 \text{ m}^2$$

Baffle calculation :- [28]

$$N = 1079 \text{ tube}$$

$$D_b = 0.73 \text{ m}$$

$$d_o = 0.0156 \text{ m}$$

$$P_t = 0.0195 \text{ m}$$

$$L = 4.88 \text{ m}$$

$$L_B = 0.28805 \text{ m}$$

$$D_{si} = 0.823 \text{ m}$$

$$\text{Baffle cut} = 25\%$$

$$\text{Baffle cut height} = H_c = 0.25 D_{si} = 0.25 \times 0.823 = 0.2 \text{ m}$$

$$\text{Height between baffle tips} = H = D_{si} - 2H_c = 0.823 - 2 \times 0.2 = 0.423 \text{ m}$$

$$H_b = H_c - ((D_{si} - D_b) / 2) = 0.2 - ((0.823 - 0.73) / 2) = 0.1535 \text{ m}$$

$$\text{Tube vertical pitch} = P_t' = 0.87 P_t = 0.87 \times 0.0159 = 0.0169 \text{ m}$$

No. of constriction crossed = no. of rows between the baffle tips

$$N_{cv} = (D_{si} - 2H_c) / P_t' = (0.823 - 2 \times 0.2) / 0.0169 = 25$$

$$\text{No. of tube in widow area} = N_w = N_t \times R_a'$$

$$N_t = \text{no. of tube (total)}$$

$$R_a' = \text{window area} / \text{total area} = 0.19 \quad (\text{for } 25\% \text{ cut})$$

$$N_w = 1079 \times 0.19 = 205 \text{ tube} \quad (\text{one side})$$

$$\text{No. of tube in cross flow area} = N_c = N_t - 2N_w$$

$$= 1079 - 2 \times 205$$

$$= 669 \text{ tube}$$

Heat exchanger support :- [28]

We select standard saddle support type because this type is suitable for shell & tube H.E type – which placed horizontally .

Cost of heat exchanger :-

Floating head , area = 258 m² , shell & tube , carbon steel

Pressure factor = 1 , from fig. (6-6)

Material factor = 1 , from fig. (6-6)

Cost = 60000 \$, from fig. (6-6)

$$\text{Cost} = 60000 \times 1 \times 1 = 60000 \text{ \$}$$

$$\text{Cost in 2016} = \text{cost in 2004} \times (\text{cost index in 2015} / \text{cost index on 2004})$$

$$\text{Cost index in 2004} = 480$$

$$\text{Cost index in 2015} = 1081$$

$$\text{Cost in 2016} = 60000 \times (1081/480) = 135125 \text{ \$} = 174311250 \text{ I.D}$$

Summary :-

Tube side :-

$$A_{ass} = 258 \text{ m}^2$$

$$L = 4.88 \text{ m}$$

$$D_o = 0.0156 \text{ m}$$

$$t_w = 0.00206 \text{ m}$$

$$D_i = 0.01147 \text{ m}$$

$$N = 1079 \text{ tube}$$

$$U = 1.016 \text{ m / sec}$$

$$h_i = 3655.316049 \text{ w / m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$\Delta P = 0.0787 \text{ atm}$$

Shell side :-

$$A = 0.0474 \text{ m}^2$$

$$D_b = 0.73 \text{ m}$$

$$D_{si} = 0.823 \text{ m}$$

$$L_B = 0.28805 \text{ m}$$

$$U_s = 0.14 \text{ m/sec}$$

$$h_o = 377.8837069 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$\Delta p_s = 0.0176 \text{ atm}$$

$$U_{cal} = 285 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$A_{cal} = 259.8 \text{ m}^2$$

(3-3) فاصلة غاز – سائل : - Gas – liquid separator

تستعمل هذه الفاصلة لفصل غاز كبريتيد الهيدروجين (H_2S) عن محلول ثنائي ايثانول امين (DEA).

الفاصلة هي عبارة عن خزان اسطواني الشكل يعمل تحت ضغط واطى , تستعمل لفصل الغاز عن السائل عن طريق تقليل الضغط المفاجئ حيث ان انخفاض الضغط يسبب فصل غاز (H_2S) عن السائل (DEA) بسبب قلة الضغط المسلط على المزيج وكذلك فأن قلة الضغط يسمح بتطاير الغاز عن السائل.

تقع الفاصلة بعد المكثف الذي يقع فوق برج الانتزاع (stripper). تحتوي الفاصلة على ثلاث فتحات , الاولى لدخول المحلول (DEA) مع (H_2S) , الثانية في الاعلى لخروج غاز (H_2S) والثالثة في اسفل الخزان لخروج محلول (DEA) ورجوعه الى برج الانتزاع.

لقد اختير زمن البقاء في الفاصلة حوالي عشر دقائق وذلك للحصول على فصل جيد.^[26]

(3-3) Design of Gas and Liquid separator :- [26]

$$M_L = 5190.686083 \text{ Kg/hr} = 1.442 \text{ Kg/sec}$$

$$M_V = 14499.59963 \text{ Kg/hr} = 4.027 \text{ Kg/sec}$$

$$\begin{aligned} U_v &= 0.035 \times (\rho_L / \rho_v)^{0.5} \\ &= 0.035 \times (1155.802127 / 44.5)^{0.5} \\ &= 0.1783 \text{ m/sec} \end{aligned}$$

$$Q_v = m_v / \rho_v = 4.027 / 44.5 = 0.0905 \text{ m}^3/\text{sec}$$

$$\begin{aligned} \text{Separator area} = A &= Q_v / U_v = 0.0905 / 0.1783 \\ &= 0.803 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_i &= (4A / \pi)^{0.5} \\ &= (4 \times 0.803 / \pi)^{0.5} = 1.011 \text{ m} \end{aligned}$$

$$Q_L = m_L / \rho_L = 1.442 / 1155.802127 = 1.247 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{sec}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume for (10 min) hold up} &= 1.247 \times 10^{-3} \times 10 \text{ min} / 60 \text{ sec} \\ &= 0.7482 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Liquid depth} = 0.7482 / 0.803 = 0.9317 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Length of separator} &= D_i + \text{liquid depth} \\ &= 1.011 + 0.9317 \\ &= 1.94 \text{ m} \end{aligned}$$

Optimum diameter :-

$$\begin{aligned} D_{op} &= 282 (m_L)^{0.52} (\rho_L)^{-0.37} \\ &= 282 (1.442)^{0.52} (1155.802127)^{-0.37} \\ &= 25 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\text{No. of mole of DEA} = m_L / M.wt$$

$$= 1.422 / 105 = 0.0137 \text{ mole}$$

No. of mole of H₂S = m_v / M.wt

$$= 4.027 / 34 = 0.118 \text{ mole}$$

Total mole = 0.0137 + 0.118 = 0.1317 mole / sec

$$\begin{aligned} & \frac{\text{No. of mole of H}_2\text{S}}{\text{Total mole}} (\rho_L) + \sqrt{\rho} \frac{\text{No. of mole of DEA}}{\text{Total mole}} \rho_{\text{mix.}} = \\ & = (0.0137 / 0.1317) \times 44.5 + (0.118 / 0.1317) \times 1155.802127 \\ & = 1040.199704 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{\text{op}}(\text{DEA}, \text{H}_2\text{S}) &= 282 (m_L + m_v)^{0.52} (\rho_{\text{mix.}})^{-0.37} \\ &= 282 (1.442 + 4.027)^{0.52} (1040.199704)^{-0.37} \\ &= 52.195 \text{ mm} \end{aligned}$$

Separator Thickness :-

Operating pressure = 2 atm

Design pressure = p_i = 2 × 1.1 = 2.2 atm = 0.223 N/mm²

$$t = \frac{P_i \times D_i}{2Jf - P_i} + C$$

$$\begin{aligned} 2 + &= \frac{0.233 \times 1011}{2 \times 0.8 \times 135 - 0.233} \\ &= 3.04 \text{ mm} \end{aligned}$$

Ellipsoidal head :-

$$t = \frac{P_i \times D_i}{2Jf - 0.2 P_i} + C$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{0.233 \times 1011}{2 \times 0.8 \times 135 - 0.2 \times 0.233} + 2 \\ &= 3.04 \text{ mm} \end{aligned}$$

Separator Support :- ^[26]

For vertical cylindrical vessels skirt support are usually used the skirt is welded flash to the bottom.

The cost of Gas- Liquid Separator :- ^[26]

$$h = 1.94 \text{ m} , D = 1.011 \text{ m} , p = 2.0265 \text{ bar}$$

Material of construction : carbon steel

$$\text{Cost} = 8000 \text{ \$} , \text{ from fig. (6-5) (b)}$$

$$\text{Pressure factor} = 1 , \text{ from fig. (6-5) (b)}$$

$$\text{Material factor} = 1 , \text{ from fig. (6-5) (b)}$$

$$\text{Cost} = 8000 \times 1 \times 1 = 8000 \text{ \$}$$

$$\text{Cost in 2016} = \text{cost in 2004} \times (\text{cost index in 2015} / \text{cost index in 2004})$$

$$\text{Cost index in 2004} = 480$$

$$\text{Cost index in 2015} = 1081$$

$$\text{Cost in 2016} = 8000 \times (1081/480) = 18016.66667 \text{ \$} = 23241500 \text{ I.D}$$

Summary :-

$$L = 1.94 \text{ m}$$

$$D = 1.011 \text{ m}$$

$$A = 0.803 \text{ m}^2$$

$$D_{op} = 25 \text{ mm}$$

$$P = 2 \text{ atm}$$

$$t = 3.04 \text{ mm}$$

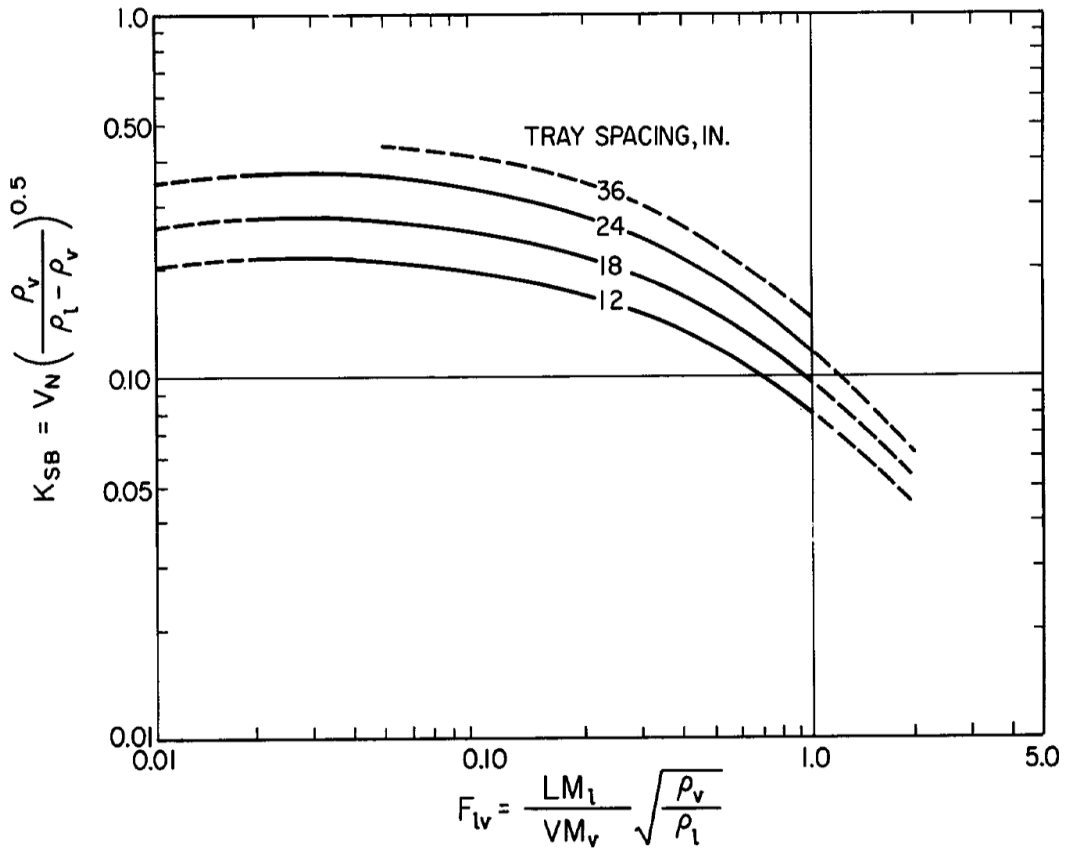


Figure 11.8 Tower Sizing Correlation for Sieve Trays

**Fig.(3-1) Tower correlation for sieve
Trays**

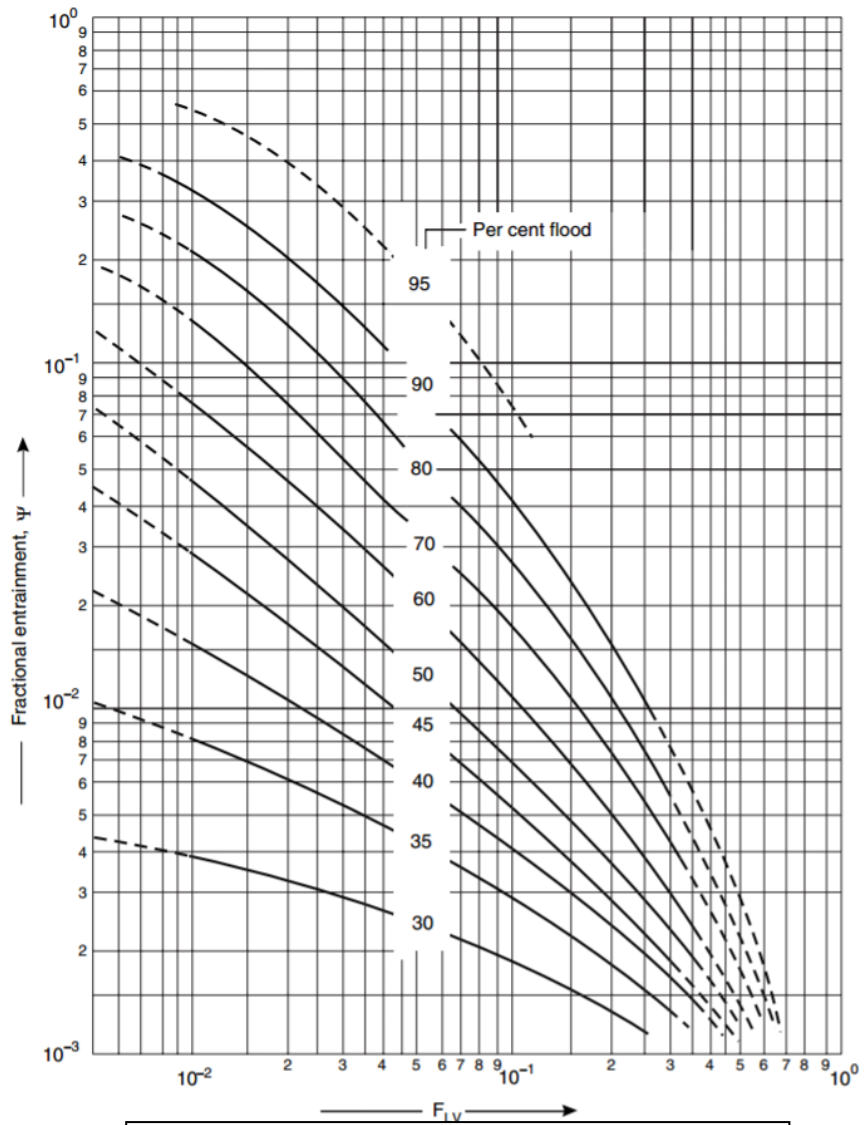


Fig.(3-2) Entrainment correlation for sieve plate

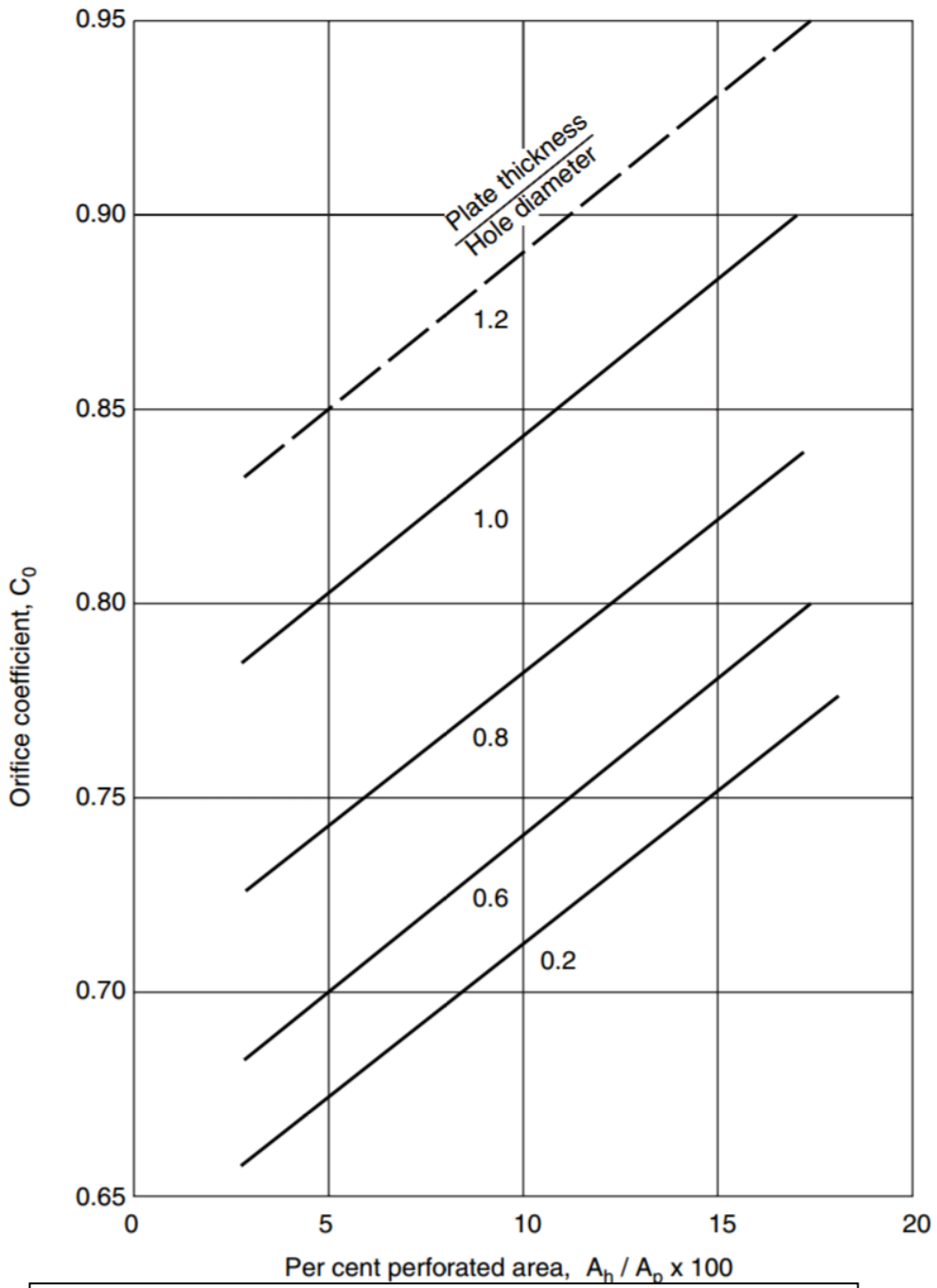


Fig.(3-3) Discharge coefficient , sieve plates

57)

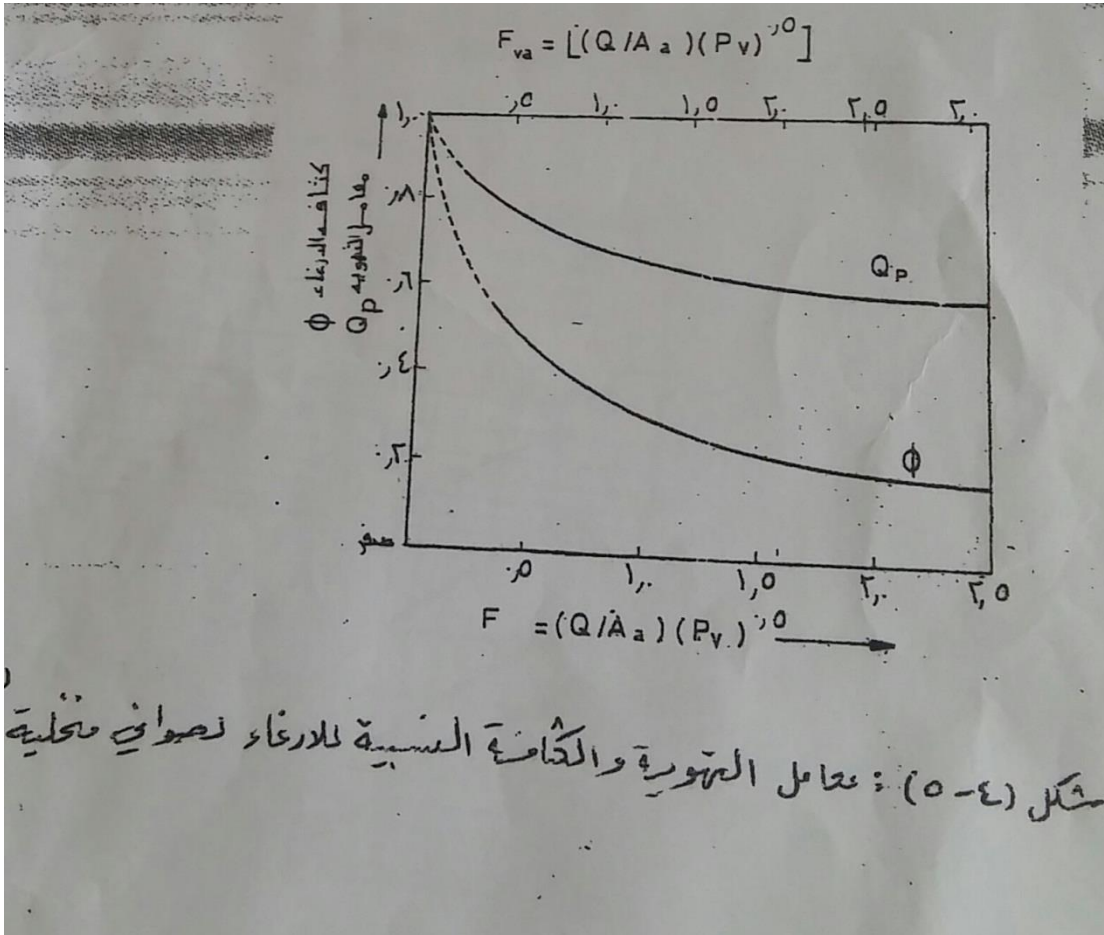


Fig.(3-4) aerator factor and relativity density of sieve trays

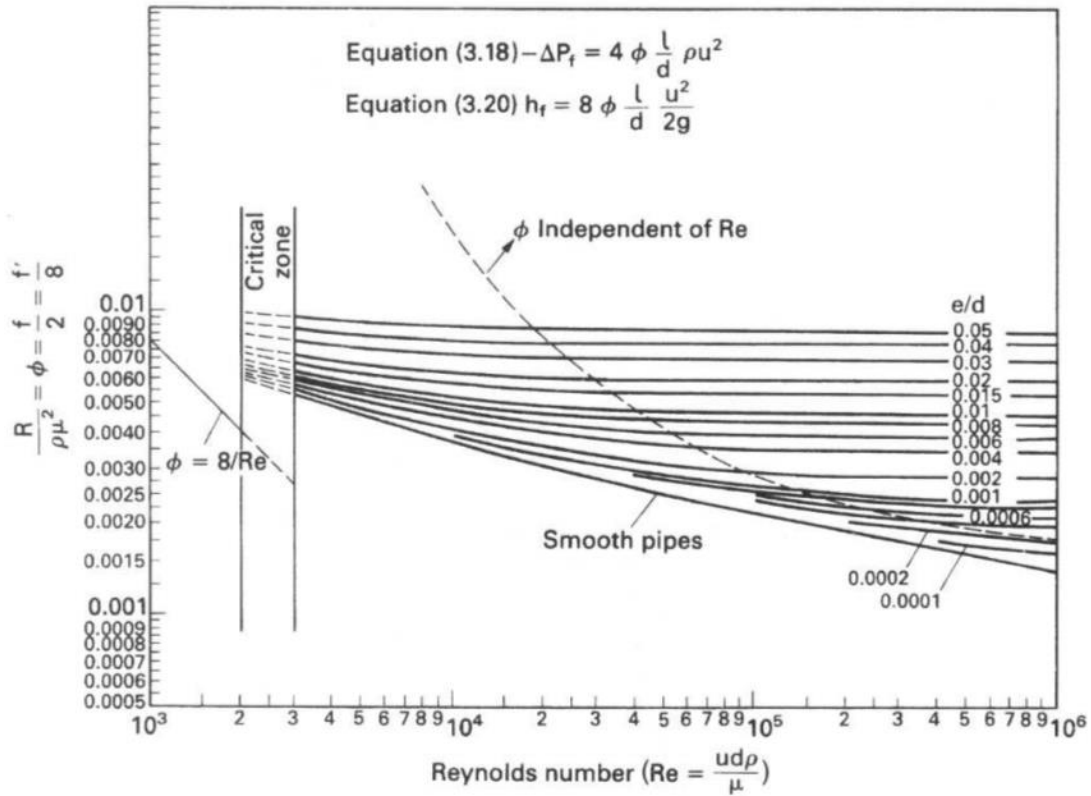
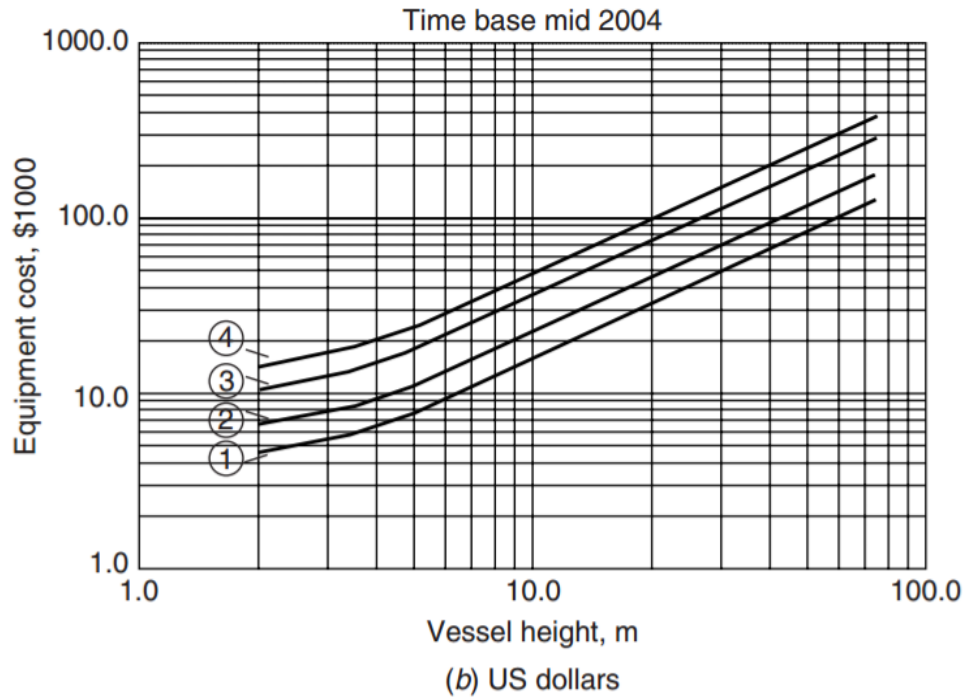


Fig. (3-5) Pipe friction chart ϕ versus Re (also see fold-out in the Appendix)



Diameter, m		Material factors	Pressure factors
①—0.5	③—2.0	C.S. × 1.0	1–5 bar × 1.0
②—1.0	④—3.0	S.S. × 2.0	5–10 × 1.1
		Monel × 3.4	10–20 × 1.2
		S.S. clad × 1.5	20–30 × 1.4
		Monel clad × 2.1	30–40 × 1.6
			40–50 × 1.8
			50–60 × 2.2

Temperature up to 300°C

Fig. (3-6) vertical pressure vessels. Time base mid-2004 .

$$\text{Purchased cost} = (\text{bare cost from fig.}) \times \text{Material factor} \times \text{pressure factor}$$

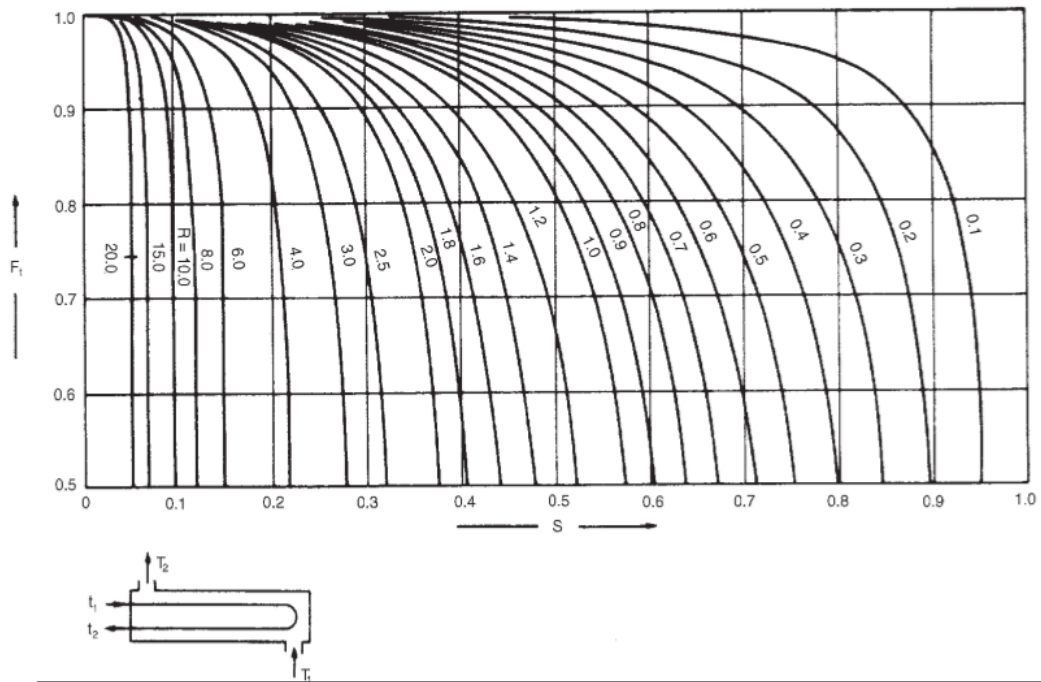


Fig.(3-7) Temperature correction factor :One shell pass: two or more even passes

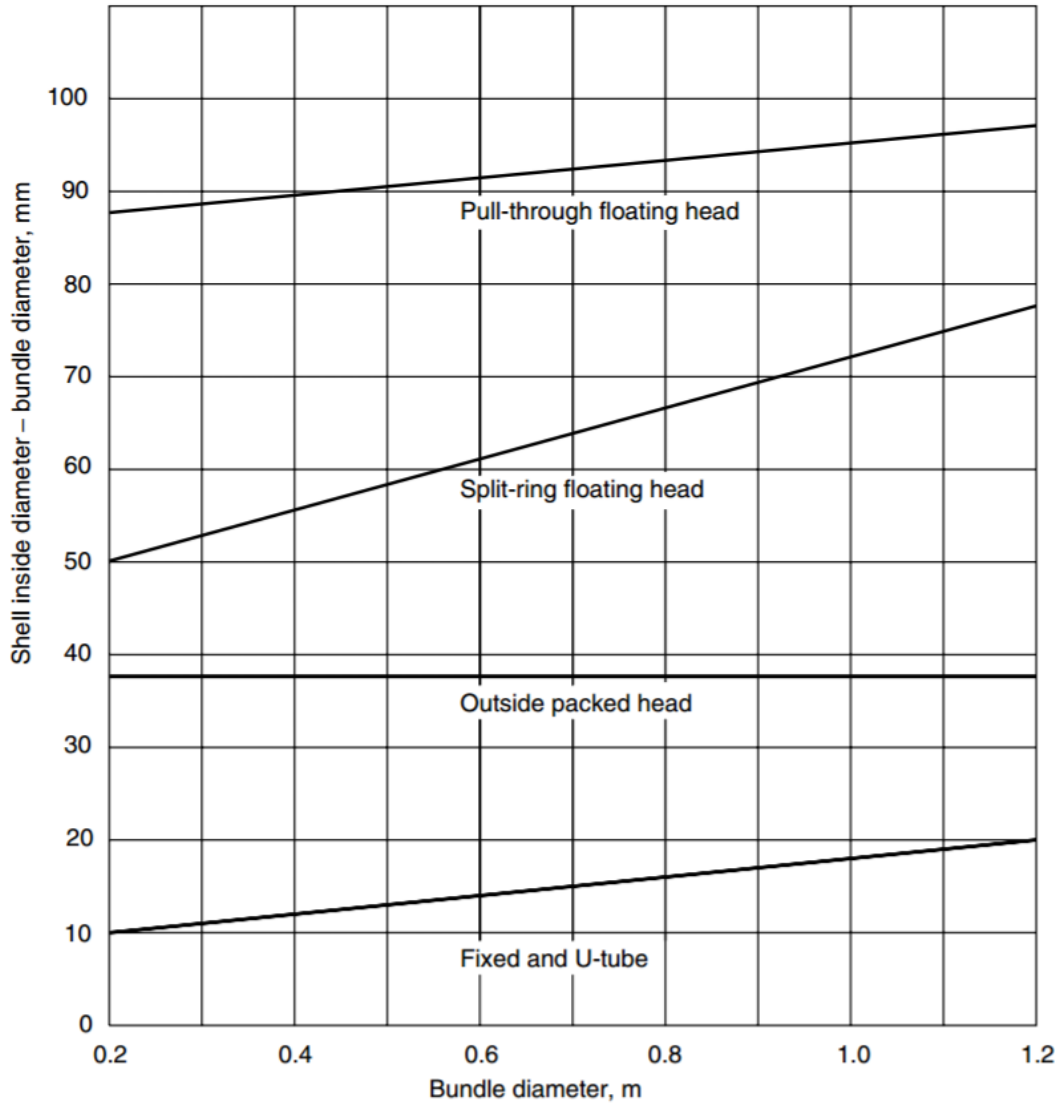
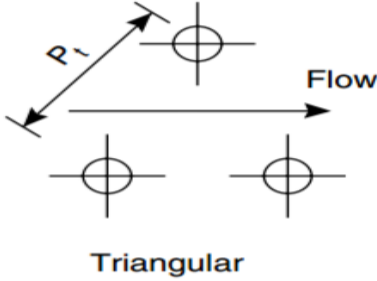
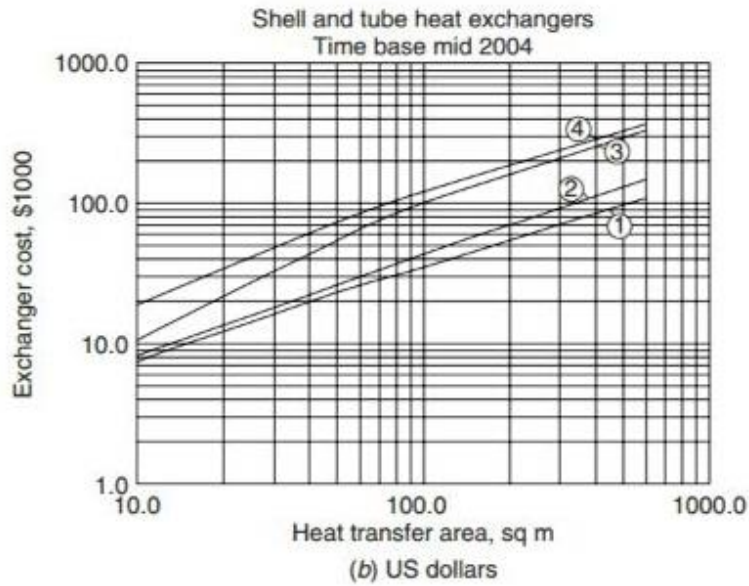


Fig. (3-8) shell - bundle clearance , m

Table (1-3) Constant used to calculate the tube bundle diameter.

Pitch type	Constants	Number of tube passes (n_1)				
		1	2	4	6	8
Triangular ($P_T = 1.25d_o$)	K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
	n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square ($P_T = 1.25d_o$)	K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
	n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643





Materials		Pressure factors	Type factors
Shell	Tubes		
① Carbon steel	Carbon steel	1-10 bar × 1.0	Floating head × 1.0
② C.S.	Brass	10-20 × 1.1	Fixed tube sheet × 0.8
③ C.S.	Stainless steel	20-30 × 1.25	U tube × 0.85
④ S.S.	S.S.	30-50 × 1.3	Kettle × 1.3
		50-70 × 1.5	

Fig. (3-9) Shell and tube H.E. Time base mid - 2004

Purchased cost = (bare cost from fig.) × Type factor × pressure factor

الفصل الرابع

1-4) اجهزة السيطرة والقياس

ان الاجهزة المستخدمة في السيطرة والقياس لها دور كبير في السيطرة على العملية وكذلك لتقليل الخسائر ومنع التلف وتقليل الخطورة. ولا توجد عملية صناعية تخلو من سيطرة وقياس لان هذه الاجهزة مهمة جدا في كل عملية حتى اذا كانت بسيطة. وعادة في كل وحدة في المعمل يوجد غرفة تسمى غرفة السيطرة التي تحتوي على اجهزة سيطرة مرتبطة مع الاجهزة والمكائن للعملية الانتاجية وفيها لوحة تمثل كل الوحدة ,فيها مؤشر لكل جهاز وفيها مصابيح واجهزة قياس ويمكن من هذه الغرفة السيطرة على كل جهاز ويمكن ايقاف العملية في حالة وجود مؤشر لحدوث خطأ كبير مثل انفجار او حريق.

اهم اجهزة السيطرة هي :-

1- اجهزة السيطرة على درجة الحرارة.

2- اجهزة السيطرة على الضغط.

3- اجهزة السيطرة على معدل الجريان.

وبصورة عامة يعمل جهاز السيطرة على تقليل الخطأ الناتج عن شذوذ العملية يعتبر الخطأ (القراءة التي يراد حدوثها) وبين قراءة جهاز T_R هو الفرق بين قراءة الجهاز الابتدائية (error) (T_m) القراءة

Error = set point – measuring give

$$E = T_R - T_m$$

ويحاول جهاز السيطرة تقليل الخطأ الى اقل مقدار يقارب الصفر.

اهم مكونات نظام السيطرة :-

1- الحرارة measuring element : وهو حسب نوع العملية يستعمل الثرموكمبل لقياس درجة والبراميتير لقياس الضغط و فنجوري اورافس لقياس الجريان.

2 - control element : وهو الجهاز الذي يقارن ويعطي التعليمات للجهاز

فهو يستلم القراءة من جهاز القراءة ويقارنها مع القراءة الموضوعه فيه.

وهناك انواع من المسيطرات وكل نوع يعطي تردد :

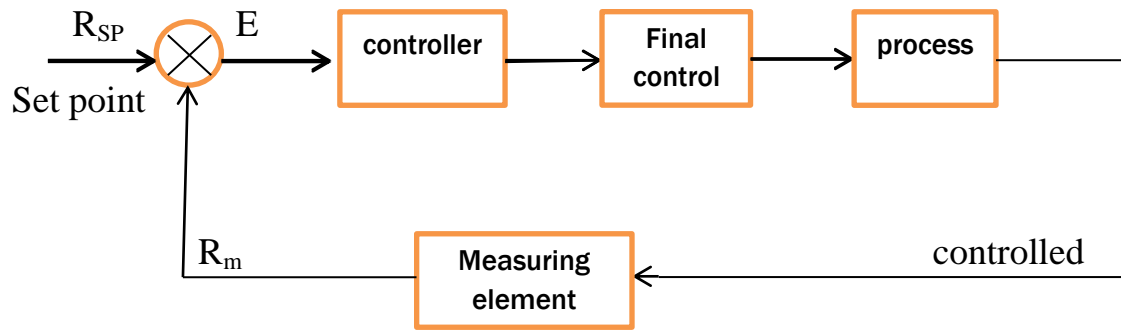
- 1-proportional control.
- 2-proportional integral.
- 3-proportional derivative.
- 4-PID.

الاول اقلهم كفاءة والرابع اكثرهم كفاءة.

3- final control : وهو المنفذ الحقيقي حيث يأتي اليه الامر من المسيطر الرئيسي ويعمل هذا المسيطر النهائي على تقليل او زيادة الكمية حسب كمية الخطأ

4- process : هي العملية المراد السيطرة عليها مثل عملية جريان او ضغط او درجة حرارة....

ويمكن تمثيل هذه الدائرة بالمخطط التالي :-



اهم رموز اجهزة السيطرة :-

TIC = Temperature control

PIC = Pressure control

LIC = Level control

FIC = Flow control

الفصل الخامس

التلوث

(1-5) التلوث

ربما تضرر البشر القدامى من تلوث الهواء عندما اشعلوا الحرائق في الكهوف سيئة التهوية , منذ ذلك الحين بدأنا بتلويث الكثير من المناطق على سطح الارض, حتى وقت قريب كانت مشاكل التلوث البيئية المحلية والتصنيع في المجتمع وادخال المركبات الالية والزيادة في السكان من العوامل المساهمة تجاه مشكلة تلوث الهواء المتزايد.

(1-1-5) الهواء الملوث

يتكون الهواء من العديد من الغازات اهمها النتروجين, الاوكسجين, ثم بخار الماء الذي تزداد نسبته في المناطق القريبة من المياه السطحية خصوصا البحار والمحيطات. ويمكن تعريف الهواء الملوث بأنه الهواء الذي يحتوي في مكوناته على مادة او اكثر بتركيز يترك اثار مضره بصحة الانسان او الحيوان او النبات اضافة الى ذلك تأثير الزمن فإذا كان زمن التعرض للهواء الملوث طويلا فإنه سيترك اثار مضره.^[9]

(2-1-5) طبيعة المواد الملوثة للهواء

1- المواد الغازية : وهذه المواد تكون بهيئة غاز في درجة حرارة الجو وتحت الضغط الجوي اضافة الى ابخرة المواد السائلة وكما هو معروف بأن الغاز ليس له حجم او شكل معين وانما يشغل حجم وشكل الوعاء الذي هو فيه وفي الجو يميل الغاز الى الانتشار فيه بصورة غير محدودة ويخضع هذا الانتشار لقوانين انتشار الغازات.

اهم الغازات المعروفة في تلويثها للهواء هي احادي اوكسيد الكربون ,كبريتيد الهيدروجين ,ثنائي وثلاثي اوكسيد الكبريت ,اكاسيد النيتروجين , والاوزون ويضاف الى ذلك غاز ثنائي اوكسيد الكربون نظرا لتأثيره على المناخ.

2- الدقائق : وهذه اما تكون على هيئة دقائق صلبة او سائلة عالقة في الهواء يدعى صغير الحجم منها μ (0.1- 10) بالرذاذ الدقيق ويمكن تصنيف الدقائق العالقة الى :

أ- **الغبار** : وهذا يشمل المواد الصلبة الكبيرة الحجم نسبيا والتي لها قابلية ان تعلق في الهواء لفترة مؤقتة , ليس لهذه الدقائق القابلية على التجمع فيما بينها الا في حالة وجود الشحنات الكهربائية المساعدة وليس لها القابلية على الانتشار بعيدا بسبب كبر حجمها وانما تركد بتأثير الجاذبية الارضية لها.

ب- **الضباب** : هو عبارة عن رذاذ من بخار سائل متكثف وقد يتكون احيانا نتيجة لتفاعل كيميائي كما يحدث عندما يتفاعل ثلاثي اوكسيد الكبريت مع رذاذ الماء مكونا رذاذ حامض الكبريتيك. الرذاذ اما يكون دقائق صغيرة الحجم او كبيرة.

ج- **الدخان** : هو عبارة عن دقائق صلبة تتكون بسبب الاحتراق غير الكامل للمواد الهيدروكربونية. يكون الكربون معظم الدخان اضافة الى قليل من المواد الصلبة غير المحترقة اثناء عملية الاحتراق تنتج مواد اخرى كالهيدروكربونات والحوامض العضوية واكاسيد النيتروجين والكبريت ولكنها لا تعتبر دخانا.

د- **الدخان المعدني** : وهذا يشمل دقائق صلبة غالبا ما تكون من الاكاسيد المعدنية. تتكون بسبب التكثف (بعد التسامي) او اثناء العمليات الكيماوية الصناعية. تكون هذه الدقائق صغيرة الحجم جدا وفي بعض الاحيان تتجمع او تلتصق فيما بينها.

ذ - **الرماد المتطاير** : وهو الرماد الذي يرتفع مع الهواء المستعمل في حرق الوقود.

ر- **الرذاذ الخشن** : وهو عبارة عن قطرات السائل المتكونة اثناء عملية رش السائل وتكون ذات حجم كبير نسبيا ولها من الكثافة ما يساعدها على البقاء في الهواء لفترة قصيرة وتهبط بعدها.^[9]

(3-1-5) مصادر تلوث الهواء

1- **المصادر الطبيعية** : وهذه المصادر لا دخل للإنسان بها أي أنه لم يتسبب في حدوثها ويصعب الناتجة من البراكين وحرائق الغابات والأترية الناتجة من العواصف التحكم بها وهي تلك الغازات وهذه المصادر عادة تكون محدودة في مناطق معينة ومواسم معينة وأضرارها ليست جسيمة إذا ما قورنت بالأخرى. ومن الأمثلة لهذه الملوثات:

أ- غازات ثنائي أوكسيد الكبريت ، فلوريد الهيدروجين ، وكلوريد الهيدروجين ، المتصاعدة من البراكين المضطربة.

ب- أكاسيد النيتروجين الناتجة عن التفريغ الكهربائي للسحب الرعدية .

ج- كبريتيد الهيدروجين الناتج من انتزاع الغاز الطبيعي من جوف الأرض أو بسبب البراكين أو تواجد البكتيريا الكبريتية.

د- غاز الأوزون المتخلق ضوئياً في الهواء الجوي أو بسبب التفريغ الكهربائي في السحب .

ذ- تساقط الأتربة المتخلفة عن الشهب والنيازك إلى طبقات الجو السطحية.

2-المصادر غير الطبيعية : وهي التي يحدثها أو يتسبب في حدوثها الإنسان وهي أخطر من السابقة وتثير القلق والاهتمام حيث أن مكوناتها أصبحت متعددة ومتنوعة وأحدثت خللاً في تركيبة الهواء الطبيعي وكذلك في التوازن البيئي. و بالإمكان تخفيض الضرر الناتج عنها وأهم تلك المصادر:

أ-استخدام الوقود في الصناعة.

ب-وسائل النقل البري والبحري والجوي.

ج-النشاط الإشعاعي.^[9]

(4-1-5) اثار تلوث الهواء

يختلف تلوث الهواء من مكان لآخر حسب سرعة الرياح والظروف الجوية فمثلاً تتفاعل أكاسيد النيتروجين مع الهيدروكربونات في وجود ضوء الشمس تحت ظروف جوية خاصة غالباً ما تكون في فصل الصيف لتنتج مواد كيميائية سامة مثل رباعي الأستيل بيروكسين وغاز الأوزون. وتؤدي هذه مع بعض المكونات الأخرى إلى ما يعرف بالضباب الدخاني (غالباً ما يكون لونه مائل للبنى) ويحدث الضباب الدخاني في المدن المزدهمة بالسيارات . وقد أشارت منظمة الصحة العالمية الى أن 2.4 مليون شخص يموتون سنوياً نتيجة لبعض الأسباب التي تعزى الى تلوث الهواء بصورة مباشرة ومنهم 1.5 مليون شخص يموتون من الأمراض التي تعزى الى تلوث الهواء في الأماكن المغلقة

[31]

(5-1-5) اشهر الكوارث البيئية التي تسببت بها المواد الكيميائية

1- كارثة عام 1930 (بلجيكا) كان سبب تلك الكارثة هو تلوث الهواء الحاد بسبب النفايات الكيميائية الناتجة من المصانع، وقد أودت الكارثة بحياة 60 شخصاً إلى جانب آلاف المصابين من العمال وعامة الناس بالتهابات مؤلمة في العينين والرتئين، ويرجح خبراء البيئة ان هذه الكارثة هي الأولى من نوعها في العصر الحديث .

2- كارثة عام 1948 (بنسلفينيا- الولايات المتحدة) غطت سحابة ضخمة من الضباب (Smog) سماء مدينة دونورا) لمدة اسبوع ، وقد نتج عن ذلك وفاة 22 شخصا وإصابة 6000 شخص بأمراض مختلفة، أي تقريبا نصف اهالي المدينة وكان سب تلك الكارثة البيئية هو الغازات الخطرة المنبعثة من المصانع المحيطة بالمدينة كغاز ثنائي اوكسيد الكبريت، ثالث اوكسيد الكبريت ،الزنك و حامض الكبريتيك.

3- كارثة عام 1952 (لندن): واحدة من أقصى الكوارث البيئية في تاريخ البشرية، وقد كان سبب تلك الكارثة هو ظهور سحابة هائلة من الضباب بسبب تركيز غاز ثنائي اوكسيد الكبريت والحبيبات الدقيقة في الجو جراء العمليات الصناعية وقد تسببت تلك الكارثة في وفاة عدد هائل من الناس (4000 شخص) وإصابة عدد لا حصر له من الناس بمختلف الأمراض.

4- كارثة عام 1966(فرنسا): حدثت تلك الكارثة في معمل لتكرير البترول نتيجة تسرب غاز البروبان من خزانه الكروي، ونظرا لأن الغاز اثقل من الهواء فقد انتشر مكونا غلالة فوق سطح الأرض، وعندما وصلت الغلالة إلى طريق السيارات المجاور للمعمل اشتعل الغاز وانفجر الخزان الكروي وقد ادى هذا الانفجار إلى وفاة 17 شخصا وإصابة 84 آخرين بجروح متفاوتة الخطورة.^[31]

(5-1-6) الجهود المبذولة للحد من تلوث الهواء

هناك العديد من التقنيات الحديثة التي تستخدم للتحكم في تلوث الهواء بالإضافة إلى الاستراتيجيات المتاحة لتخطيط استخدام الأراضي من أجل خفض نسبة تلوث الهواء . وتخطيط استخدام الأراضي في مستواه الأساسي يتضمن تقسيم المناطق وتخطيط نقل البنية التحتية . وفي معظم الدول المتقدمة ، يعد تخطيط استخدام الأراضي أحد الأجزاء المهمة للغاية في السياسة الاجتماعية، الأمر الذي يؤكد على أن الأراضي يتم استخدامها بشكل فعال للغاية من أجل تحقيق المنفعة للاقتصاد الكلي ومصلحة الأشخاص ، بالإضافة إلى حماية البيئة. إن الجهود المبذولة للحد من التلوث الناتج من المصادر المتحركة تتضمن وضع القوانين الأساسية وتوسيع نطاق هذه القوانين لتشمل المصادر الجديدة للتلوث ، بالإضافة إلى زيادة كفاءة الوقود والتحول إلى استخدام الوقود الأكثر نظافة.^[31]

(2-4) كيفية اختيار موقع المصنع

موقع المصنع :-

وهو عامل مؤثر في تشييد المصانع وتبلغ اهمية اختياره في ان سوء اختيار موقع المصنع قد يقلب الميزان الاقتصادي من الربح الى الخسارة واختيار موقع المصنع يعتمد على عدد من العوامل :

1- القرب من اماكن توفر المواد الخام :-

يجب اختيار موقع المصنع بحيث يكون قريب من توفر المواد الخام لأنه اذا تم اختيار المكان بعيدا عن اماكن توفر المواد فان ذلك يؤدي الى زيادة الكلفة لنقل المواد كذلك يتطلب مخازن لضمان عمليات انتاج مستمرة.

2- القرب من الاسواق :-

يجب ان يكون الموقع المقترح قريبا من الاسواق لان المشتري يفضل دائما الشراء من اقرب سوق اليه . اما اذا كان الموقع المقترح بعيدا فانه يتوجب في هذه الحالة نقل المنتج النهائي الى هذه الاسواق مما يحمل المصنع كلفة جديدة للنقل.

3- القرب من اماكن توفر الطاقة والوقود :-

العمليات الصناعية تتطلب الكثير من الطاقة والوقود وخصوصا المراجل البخارية وكذلك تحتاج المصانع الى كميات هائلة من الطاقة للإنارة وادارة المكائن وتوليد البخار.

4- سهولة النقل من والى المصنع :-

نعتمد في الصناعة على النقل المائي وخطوط السكك الحديدية والطرق السريعة . يتم عادة اختيار موقع المصنع بحيث يكون على الاقل بالقرب من احدى هذه الطرق المستخدمة بحيث اذا حدث عطل في اي من هذه الطرق يمكن استخدام الاخرى.

5- القرب من اماكن توفر المياه :-

للماء استخدامات كثيرة في الصناعة وتستخدم للصناعات المختلفة كميات كبيرة منه في عمليات التبريد والغسل وتوليد البخار ويجب ان يكون الموقع المقترح لبناء المصنع قريبا من نهر او بحيرة او بئر عميق.

6- التخلص من النفايات الصناعية :-

يجب ان يكون الموقع المقترح في مكان يسهل فيه التخلص من النفايات ومن الاضرار بسلامة لان بعض هذه النفايات يكون لها اثر هام مما يلزم بناء وحدة لمعالجة النفايات قبل تصريفها وهذه بدورها تضيف كلفة جديدة على عاتق الانتاج.

7- توفر العمال اللازمين :-

يجب ان يكون الموقع المقترح متوفرا فيه العمال بالأعداد والنوعية المطلوبة كما يجب الالمام بالموقع المقترح في مدى القيود القانونية على ساعات العمل و يجب معرفة موقع وموقف الشركة من الشركات المنافسة الا ان بعض الشركات تعطي اجور عالية وميزات خاصة كالمساكن والحوافز والمكافآت.

8- نظام الضرائب في الموقع المقترح :-

في بعض الاحيان وكنوع من التشجيع لتعمير المناطق فان الدولة تعطي للمصانع الجديدة اعفاءات من الضرائب لمدة معينة قد تصل الى خمس سنوات ومنه فان تشييد المصنع في مثل هذا الموقع يجعل المصنع يستفيد من هذه المزايا ولكن قد لا يتوفر في هذه الحالة الاماكن اللازمة للعمال ولذلك يتحتم على المصنع اقامة قرية سكنية ولذلك يجب عمل موازنة اقتصادية على المصنع يبين تلك الاعفاءات الضريبية والكلفة التي تترتب على تشييد المصنع في هذه المناطق حديثة التعمير.

9- مواصفات الموقع المقترح مقارنة بالمواقع الاخرى المتوفرة :-

عندما يكون هناك اكثر من موقع تتوفر فيه الصفات السالفة الذكر فللمقارنة بين المواقع المختلفة هذه يجري بحيث ثمن الارض والخواص الميكانيكية للتربة , فالأرض الصلبة تحتاج الى اساسيات بسيطة اما الارض الرخوة فتحتاج الى دعائم خاصة كذلك يجب مقارنة كافة المباني بين المواقع المختلفة ومدى توفر المساحة للوقت الحاضر والمستقبل.

10- الفيضانات والوقاية من الحرائق :-

تحتاج الصناعات الى كميات كبيرة من الماء وفي حالة اختيار الموقع بجوار نهر فيجب الالمام في مدى احتمال حدوث فيضانات كهذه واحتياج هذه الفيضانات الى مساحات حول مدى حدوث زلزال وبراكين في هذه المنطقة مما يستوجب دراسة حول تاريخ المنطقة.

11- العوامل الاجتماعية :-

اذا كان المصنع سوف يقام في احدى المدن الجديدة فانه يتوجب على المصنع اقامة كافة الوسائل التي تمكن العمال من ممارسة الانشطة الاجتماعية من مساكن ومستشفيات ومحطات تصفية المياه (الشرب) ومحطات الطاقة الكهربائية ومحطات للصرف الصحي.

12- المناخ :-

يؤثر المناخ على اختيار موقع المصنع في عدة اتجاهات :-

- 1-المناخ الحار يحتاج الى كلفة تبريد ومكيفات الهواء.
 - 2-المناخ البارد يحتاج الى تدفئة حتى يصبح للعمال قدرة للقيام بعملهم بكفاءة.
 - 3-المناخ الرطب قد يكون غير صالح في الصناعات.
- وللأسباب والنقاط المبينة سابقا يمكن تحديد واختيار موقع المعمل في كركوك. إضافة لما سبق يمكن إضافة نقاط اخرى اهمها :-

1- ان الغاز الموجود في كركوك كثير جدا إضافة الى انه يحتوي على غاز كبريتيد الهيدروجين حوالي 10% و غاز ثنائي اوكسيد الكربون قليل وهو ما ينطبق على متطلبات هذا العمل لهذا التصميم.

2- قرب مناطق الاستهلاك للدول المجاورة مثل اوربا.

3- وجود شبكة انابيب لتوزيع الغاز تمر بكركوك. [32]

(3-5) ما هو مفهوم السلامة الصناعية؟

وهي حماية الإنسان من الأخطار ومنع الخسائر في الممتلكات من المواد والمعدات والمنشآت ، وذلك بتقديم خدمات وقائية وأجراءات احترازية وتوفير معدات وقائية لغرض أنجاز الأعمال بصورة سليمة ومأمونة بدون حوادث.

أهداف السلامة الصناعية:

1. حماية العاملين من مخاطر العمل.
2. حماية الأجهزة والمعدات.
3. حماية مواد الإنتاج.

أسس السلامة الصناعية:

1. ضوابط الدخول والخروج من والى المنشأة الصناعية.
2. منع التدخين في المناطق الصناعية.
3. الإبلاغ الفوري عن الحوادث والأصابات والحرائق.
4. إزالة أو دفن الفضلات النفطية.
5. إزالة الحشائش اليابسة.
6. توفير معدات السلامة الصناعية.

ضوابط السلامة الصناعية:

1. تسييج الوحدات الصناعية وعزل المخازن والورش والمكاتب عن الوحدات التشغيلية.
2. وضع عدد من مخارج الطوارئ ، ويفضّل مخرج واحد (على الأقل) لكل جانب.
3. توفير حواجز لجميع الأجزاء الدوارة.
4. توفير الأغطية والمساند الحديدية لحفر مجمع الصمامات وتوزيع الأنابيب.
5. وضع مساند حديدية للممرات الموجودة على ارتفاعات عالية.
6. وضع ممرات نظامية فوق أبراج النزع.
7. تحديد حدود سلامة التشغيل لحالات الطوارئ.
8. توفير منظومات التحسس للغازات السامة والغازات الملتهبة.

واجبات موظفي السلامة :

1. القيام بجولات تفتيشية لكشف الحالات غير السليمة ومعالجتها.
2. إعطاء تصاريح العمل الحارة والباردة.
3. توفير أجهزة السلامة وفحصها باستمرار.
4. تدريب العاملين على استعمال أجهزة السلامة.
5. قياس تراكيز الغازات الخطرة باستمرار في المنشأة الصناعية.
6. إصدار تعليمات وأنظمة السلامة.
7. وضع هواتف الطوارئ في أماكن بارزة.
8. وضع علامات التحذير الخاصة بالأشخاص والمعدات.

الحوادث الصناعية ونتائجها

أن تنفيذ الأعمال الصناعية في المنشآت في ظروفها الخطرة يتخللها وقوع العديد من الحوادث والتي يمكن حصرها بما يلي:

1. الحرائق.

2. الانفجارات.

3. عطل الأجهزة.

4. الحوادث الشخصية.

5. الأمراض المهنية.

أن حدوث أي نوع من الحوادث المذكورة أعلاه يؤدي الى العديد من الخسائر منها مادية ، ومنها معنوية ، ويمكن تلخيصها بما يلي:

1. تلف وعطل المعدات والأجهزة.

2. تلف في المواد المنتجة والمواد الأولية.

3. إضاعة ساعات العمل.

4. تكاليف التأمين والتعويض.

المخاطر الكيميائية

تلعب المواد الكيميائية دوراً كبيراً في حياة الأفراد والشعوب حتى أصبحت رفاهية وتقدم الشعوب تقاس بما توصلت إليه من اكتشاف المواد الكيميائية واستخدامها في شتى مجالات الحياة ، واستخدام المواد الكيميائية سلاح ذو حدين فإذا أحسن استخدامه كانت تعبر عن الوجه المضيء والمفيد للبشرية. أما إذا أسئ استخدام هذه المواد فأنها تفصح عن الوجه القبيح الذي يسبب دمار البشرية ويهدر حياة الأفراد وتوجد المادة الكيميائية في بيئة العمل في إحدى الصور التالية :-

- الغازات والأبخرة .

- الأتربة (عضوية - غير عضوية).

- السوائل (الأحماض - القلويات - المذيبات).

لذلك تعتبر المواد الكيميائية من أشد وأخطر ما يواجه الإنسان لأسباب كثيرة نذكر منها ما يلي :-

- أن المواد الكيميائية تأخذ أكثر من شكل فهي تتواجد على صورة (سائلة - غازية - صلبة) .

- أن قدرة نفاذها إلى جسد الإنسان سريعة وعن طريق (الجهاز التنفسي والهضمي وملامسة الجلد).

- أن تأثيرها على الجسد يتم بتفاعلها مع بعض أعضاء الجسم وبالتالي فإنها تؤثر فيه تأثيراً سيئاً .

- أن درجة التأثير الحاد الذي ينتج عن هذه المادة بالجسد قد يحدث فور دخولها للجسد أو يحدث بعد فترة زمنية من اكتشافها. بعض هذه المواد

ليس لها طعم ولا لون ولا رائحة وبالتالي يصعب على الإنسان الأضرار بها أو سرعة اكتشافها .

- أن سرعة انتشار هذه المواد من أماكن تواجدها يوسع قاعدة تأثيرها وما تحدثه من أضرار حيث أن وجود هذه المواد بالجسم يؤدي إلى عدم الاتزان وتؤثر على عمل بعض أعضاء الجسم .

- قد تحدث تأثيراً في بعض أجهزة ومعدات العمل مثل الصدأ أو التآكل والانفجار والحريق الذاتي

شروط السلامة والصحة المهنية الواجب توافرها لوقاية العاملين من مخاطر المواد الكيميائية

1- يجب توفير الاحتياطات الكفيلة بحماية العمال المعرضين لخطر التعرض للمواد الكيميائية المستخدمة سواء أكانت هذه المادة في الحالة الغازية أو السائلة أو الصلبة وجعلها ضمن الحدود المسموح بها

2- يجب إجراء الفحص الطبي الابتدائي على العمال عند التحاقهم بعمل يعرضهم للمخاطر الكيميائية لاكتشاف أي حالة مرضية ظاهرة أو كامنة تؤثر على العمال بشدة عند تعرضهم للملوث الكيميائي ويحتفظ بنتيجة الكشف الطبي بملف العامل لمقارنتها بنتائج الفحوص التالية .

3- يجب إجراء الفص الطبي الدوري على العمال المعرضين للمخاطر الكيميائية لاكتشاف أي مرض مهني مبكراً نتيجة التعرض لها والتأكد من استمرار لياقة العمال الطبية لطبيعة العمل .

4- يجب توفير الوسائل الفنية الفعالة للوقاية من المواد الكيميائية الضارة مثل:

- استبدال العمليات الصناعية التي تستخدم مواد ضارة بأخرى غير ضارة أو أقل ضرراً .
 - عزل العمليات الصناعية الضارة بالصحة في أماكن خاصة بها لتقليل عدد العمال المعرضين مع تدبير وسائل الوقاية لهذا العدد القليل من العمال .
 - استخدام الماكينات المقفلة تماماً والتي لا ينتج عن استعمالها أي شوائب ولا تحتاج للامسة العاملين لمكان الضرر كلما أمكن ذلك .
 - اختيار الآلات التي تدار ميكانيكياً ولا تحتاج للأشراف المباشر من العمال على إدارتها بحيث يمكن تشغيلها مع بقاء العامل على بعد مأمون حتى لا يتعرض لاستنشاق الغازات أو الأبخرة أو الأتربة الضارة أو تطاير السوائل المتصاعدة من الماكينات.
 - استخدام طرق الترسيب أو الترطيب للتخلص من الأتربة أو الأدخنة الضارة.
 - استخدام التهوية سواء كانت تهوية عامة أو تهوية موضعية بجوار مكان تصاعد الغازات والأبخرة أو الأدخنة أو الأتربة الضارة لتجميعها والتخلص منها قبل أن تصل إلى محيط تنفس العمال .
 - استخدام الكنس بالشفط أو بعد الترطيب لإزالة الأتربة أو الشوائب من أماكن ترسيبها حتى لا تتصاعد إلى الهواء مرة أخرى ويستنشقها العمال إذا استخدمت طريق الكنس العادية .
- 5- يجب إجراء القياسات الدورية اللازمة للمخاطر الكيميائية في بيئة العمل تبعاً لنوع النشاط المزاولة وتسجيلها ومقارنتها بصفة دورية. للتأكد من أنها ضمن الحدود المسموح بها .
- 6- يجب توفير معدات الوقاية الشخصية للعاملين والتي تتناسب مع طبيعة العمل الذي يقوموا به وان تكون مطابقة للمواصفات الفنية التعرض.

7- يجب توفير المياه الكافية للاغتسال أو الاستحمام للعمال بعد انتهاء الدوام وقبل مغادرتهم مكان العمل لإزالة ما يعلق بالجسم من ملوثات كيميائية ضارة مع توفير معدات النظافة مثل (الصابون والمناشف وغيرها).

8- يجب توفير مكان خاص لتبديل ملابس العمال بملابس العمل أو العكس حسب طبيعة العمل على أن تكون هذه الأماكن بعيدة عن أماكن العمل ويجب توفير أماكن لتناول العمال للطعام بعيداً عن أماكن العمل (التعرض) ويمنع تناول الطعام أو الشراب أو التدخين داخل أماكن العمل .

10- يجب توعية العاملين بمخاطر المواد الكيميائية الموجودة في بيئة العمل وكيفية حماية أنفسهم منها . والالتزام بالتنبيهات والتحذيرات التي تصدر عن الشركات المنتجة للمواد الكيميائية .

11- توفير التهوية الملائمة داخل المخازن .

12- عند انسكاب أية مواد ملتهبة على ملابسك أو أي من أجزاء جسمك فمن الواجب عليك استخدام تيار من الماء على موضع الإصابة مع سرعة التخلص من الملابس الملوثة وعدم الاقتراب من أماكن اللهب المكشوف وذلك لمنع تضاعف الإصابة والحد من خطورتها .

13- أحماض الهيدروكلوريك والنترريك والكبريتيك من المواد الكيميائية السائلة ذات الصفات الخاصة لذا يجب وضعها في الاعتبار عند تخزينها أو التعامل معها .

14- منع دخول غير المختصين إلى داخل مخزن المواد الكيماوية وفرض الرقابة على أماكن تخزينها أمر في غاية الأهمية .

15- إتباع تعليمات استلام وتسلم المواد الكيميائية بإثباتها في السجلات المعدة لذلك لمكافحة الفقد والضياع أمر في غاية الأهمية.

16- توفير وسائل مكافحة الأولية للحريق والتدريب على كيفية استعمالها من احتياطات السلامة الواجبة الإلتباع .

17- يجب عدم استخدام حواس اللمس أو الشم أو التذوق في التعرف على المواد الكيماوية.

18- يجب أن تحفظ المواد القابلة للاشتعال في أماكن باردة بعيدة عن مصادر التجهيزات الكهربائية أو الشرارات الحرارية.

(4 -5) حساب كلفة المعمل :-

1- Maximum Temperature = $116^{\circ}\text{C} = 389\text{k}$

From Fig. (1) we get $F_t = 0.015$

2- Maximum Pressure = 40 atm

From Fig. (2) $F_p = 0.15849$

3- Material of construction = stainless steel

From table (1) we find $F_a = 0.2$

4- Complexity factor C_f

$$(F_t + F_p + F_a)$$

$$C_f = 2 \times 10$$

$$(0.015 + 0.15849 + 0.2)$$

$$= 2 \times 10$$

$$= 4.726$$

5- Capacity Production = 1.899×10^{10} kg/year

From Fig. (3) $C_{pf} = 0.763$ \$ million / function Unit

6- $N =$ Number of unit = 5

To calculate ((I)) (Investement)

$$I = N \times C_{pf} \times 1.33 \times CCI / 300$$

$CCI =$ Construction Cost Index = 4175.7

$$I = 5 \times 0.763 \times 1.33 \times 4175.7 / 300$$

$$= 67.7 \text{ million } \$$$

Type of capital <u>Investment</u>	Percentage of <u>fixed capital</u>	<u>million \$</u>
1- الاجهزة والمعدات	25	16.925
2- البناء	11	7.447
3- الانابيب	10	6.77
4- السيطرة	2	1.354
5- الابنية	8	5.416
6- العزل	2	1.354
7- الكهربائيات	3	2.031
8- الارض	2	1.354
9- الخدمات	9	6.093
10- الهندسة والنصب	14	9.478
11- فئة التعاقد	4	2.708
12- الطوارئ	10	6.77
المجموع	100%	67.7 million \$

(5-5) حسابات الكلفة التشغيلية

1- كلفة الاندثار = 10% من الكلفة الكلية

$$67.7 \times 0.1 =$$

$$6.77 = \text{مليون دولار}$$

2- كلفة الضرائب = 2% من الكلفة الكلية

$$67.7 \times 0.02 =$$

$$1.354 = \text{مليون دولار}$$

3- كلفة التأمين = 1% من الكلفة الكلية

$$67.7 \times 0.01 =$$

$$0.677 = \text{مليون دولار}$$

4- كلفة العمال = 30% من الكلفة الكلية

$$67.7 \times 0.3 =$$

$$20.31 = \text{مليون دولار}$$

الكلفة التشغيلية = كلفة الاندثار + كلفة الضرائب + كلفة التأمين + كلفة العمال

$$29.111 = \text{مليون دولار}$$

References

- [1] الاستاذ الدكتور محمد ابو القاسم- استاذ هندسة البيئة- جامعة اسيوط [1]
-[http:// www.annour.com](http://www.annour.com).
- [2] <http://www.naturalgas.org/overview/background.asp> , 2016/1/5
- [3] دكتور جابر شنشول جمالي(تكنولوجيا الوقود)- 1981
- [4] Gas Technology By Dr. Nernak. Ibrahim.
- [5] ثامر عبدالله (سفير مفوضية الشرق الاوسط للاتحاد العالمي للتعليم عن بعد للامم المتحدة)[5]
-<http://www.ictc.com.eg>.
- [6] Mercury Removal from Natural Gas and Liquids UOP website page.
- [7] Natural Gas Processing: The Crucial Link Between Natural Gas Production and Its Transportation to Market
- [8] المهندس جمال صلاح الحميدي(انتاج الكبريت من غاز المصافي) المهندسون- عدد22- تموز[8]
- [9] د. باسل عبد الجبار لطيف (تلوث البيئة) وزارة التعليم العالي والبحث العلمي- جامعة بغداد[9]
- [10] Ropert .H. Perry (Chemical Engineers Handbook)Sixth Edition-Japan
- [11] Donald .L. Katz (Handbook Of Natural Gas Engineering) New York- 1959.
- [12] Dr. John M. Campbl Petroleum Series(Gas Conditioning And Processing) , Vol.2 - 1976
- [13] W. Strauss (Industrial Gas Cleaning).
- [14] كتاب اسس الكيمياء العضوية للدكتور محمد ابراهيم الحسن والدكتور حسن بن محمد[14]

- [15] د. مهدي مجيد الحلبي(الكيمياء العضوية)-الطبعة الاولى- كلية العلوم- جامعة بغداد 1979
- [16] اعداد كاضمية محمد (التكنولوجيا الخاصة) وزارة النفط – بغداد- 1984.
- [17] Kohol, A. L. And F. C. Riesenfeld, Gas Purification, 3rd Ed, Gulf Publishing Co., Houtson, 1979.
- [18] TREYBAL "Mass Transfer Operation", 2nd Edition. Copyright , 1968 by Mc Graw Hill.
- [19] راينر جول (الاساسيات الهندسية لديناميك الحرارة) الكلية الفنية العسكرية- الطبعة الاولى
- [20] Journal (Hydrocarbom Processing) – April- 1979.
- [21] Olified Processing Of Petroleum : Natural Gas, Volume 1, By Francis. S. Manning, Richard E. Thompson Pennwell Books.
- [22] Dr. A.N. Maddox (Gas and Liquid Sweeting) U.S.A 1974.
- [23] W.L. Nelson (Petroleum refinery Engineering) Mc Graw- Hill Kogakusha, LTD, copyright1958.
- [24] Coulson&Richardson(Chemical Engineering)Vol.2, 3rd Edition, pergamon Copyright 1978.
- [25] J.R. Backhurst, J. H. Harker (process plant Design) First published 1973.Reprinted 1977 1979, London.
- [26] Coulson&Richardson(Chemical Engineering)Vol.6, 3rd Edition, pergamon press, Copyright 1985.
- [27] [http:// WWW.Wikipedia.com](http://WWW.Wikipedia.com) 2016/4/8
- [28] Coulson&Richardson(Chemical Engineering)Vol.1, 3rd Edition, Copyright 1984, pergamon press.
- [29]Max.S. Peters Kalus D. Timmerhaus (Plant Design and Economics for Chemical Engineering)copyright1958, 1968 by Mc Grow- Hill. 2nd Edition.
- [30]Coughanowr&Koppel(Process System Analysis and Control) Grow- Hill Chemical Engineering series. Copyright 1965 by Mc Grow- Hill Inc.

- [31] د.عباس حسين مغير الربيعي جامعة بابل- كلية التربية الاساسية- قسم العلوم العامة. [31]
- [32] Hazier, J. And Render, B. Principles of Operations Mangment,3rd Edition
- [33] Coulson&Richardson(Chemical Engineering)Vol.1, Sixth Edition.
- [34] [http:// WWW.google.com](http://WWW.google.com), 2016/5/5
- [35]Gas Condition and Processing , Vol.3. By Robert N.Maddox.
- [36]From Chemical Engineering Jornal. Oct. 10. 1977.

