



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

جامعة ديالى / كلية الهندسة

قسم الهندسة الكيماوية



تصميم وحدة تجفيف الغاز الطبيعي

بحث قسم الهندسة الكيماوية مقدم الى

كلية الهندسة – جامعة ديالى

وهي جزء من متطلبات نيل شهادة البكلوريوس في الهندسة الكيماوية

من قبل

فرح غازي فهد

مروة سلام حمد

عبير غازي نصيف

بإشراف

أ.د. عبد المنعم عباس

١-١ المقدمة

الغاز الطبيعي: عبارة عن خليط من الغازات الهيدروكربونية التي تمتلك كتله جزيئية منخفضة وتتشكل من غازات هيدروكربونية مشبعة (C_nH_{2n+2}) وغازات غير هيدروكربونية كالنترجين (N_2) وثاني أكسيد الكربون (CO_2) وغاز (H_2S) وقليل من الغازات النادرة كالهليوم والأركوان. مع كمية بسيطة من مركبات غير عضوية والتي تمثل مكونات النفط عالية التطاير. وهو مركب لا لون له ولا شكل ولا رائحة. يعتبر واحد من أفضل مصادر الطاقة، ومن أنواع الوقود الأحفورية كالزيت والفحم، والذي يكون غالباً مصاحباً للنفط تشكل في باطن الأرض من بقايا النباتات والحيوانات والجزيئات الحية التي عاشت قبل ملايين السنين. [١،٢]

يتكون الغاز الطبيعي من العوالق (**Plankton**)، وهي كائنات مجهرية تتضمن الطحالب والكائنات الأولية ماتت وتراكمت في طبقات المحيطات والأرض، وانضغطت البقايا تحت طبقات رسوبية. وعبر آلاف السنين قام الضغط والحرارة الناتجان عن الطبقات الرسوبية بتحويل هذه المواد العضوية إلى غاز طبيعي، ولا يختلف الغاز الطبيعي في تكوينه كثيراً عن أنواع الوقود الأحفورية الأخرى مثل الفحم والبتروول. وحيث أن البتروول والغاز الطبيعي تكونان تحت نفس الظروف الطبيعية، فإن هذين المركبين الهيدروكربونيين عادةً ما يتواجدان معاً في حقول تحت الأرض أو الماء، وعموماً الطبقات الرسوبية العضوية المدفونة في أعماق تتراوح بين ١٠٠٠ إلى ٦٠٠٠ متر (عند درجات حرارة تتراوح بين ٦٠ إلى ١٥٠ درجة مئوية) تنتج بترولاً بينما تلك المدفونة أعمق وعند درجات حرارة أعلى تنتج غاز طبيعي، وكلما زاد عمق المصدر كلما كان أكثر جفافاً (أي تقل نسبة المتكثفات في الغاز) . بعد التكون التدريجي في القشرة الأرضية يتسرب الغاز الطبيعي والبتروول ببطء إلى حفر صغيرة في الصخور المسامية القريبة التي تعمل كمستودعات لحفظ الخام، ولأن هذه الصخور تكون عادةً مملوءة بالمياه، فإن البتروول والغاز الطبيعي – وكلاهما أخف من الماء وأقل كثافة من الصخور المحيطة – ينتقلان للأعلى عبر القشرة الأرضية لمسافات طويلة أحياناً. في النهاية تُحبس بعض هذه المواد الهيدروكربونية المنقلة للأعلى في طبقة لامسامية (غير منفذة للماء) من الصخور تُعرف بصخور الغطاء (Cap Rock)، ولأن الغاز الطبيعي أخف من البتروول فيقوم بتكوين طبقة فوق البتروول تسمى غطاء الغاز (Gas Cap) . ولا بد أن يصاحب البتروول غاز يسمى بالغاز المصاحب (Associated Gas)، كذلك تحتوي مناجم الفحم على كميات من الميثان –

المكون الرئيسي للغاز الطبيعي - ، وفي طبقات الفحم الرسوبية يتشتت الميثان غالباً خلال مسام وشقوق المنجم، يسمى هذا النوع عادة بالميثان . [٢]

عرف الإنسان الغاز الطبيعي في عصور ما قبل التاريخ. فكثيراً ما كان هذا الغاز يتصاعد في الهواء من شقوق صغيرة في سطح الأرض، ولكنه لم يعرف قيمته وفوائده. وبتقدم الزمن عرف أن هذا الغاز المتصاعد من باطن الأرض قابل للاشتعال. ويحدثنا التاريخ أن أهل الصين كانوا من الأوائل الذين استعملوا الغاز كوقود، منذ عام ٩٤٠ قبل الميلاد. وتمكنوا من نقل هذا الغاز في أنابيب من البامبو من مصادره الأرضية إلى شاطئ البحر، حيث استخدموا اشتعاله في تبخير ماء البحر للحصول على الملح. فقد بدأ استخدام الغاز الطبيعي كوقود في الولايات المتحدة الأمريكية عام ١٨٢٠ ولكنه لم يصبح منافساً قوياً للغازات الأخرى المصنعة من الفحم والبتترول إلا في القرن العشرين. كما تم حفر أول بئر للغاز الطبيعي في الولايات المتحدة عام ١٨٢١ بجوار فريدونيا بنويويورك، وكان هذا البئر سطحي، إذ كان عمقه لا يزيد على ثمانية أمتار. وفي عام ١٨٢٦ تم حفر بئر آخر للغاز الطبيعي على ضفاف بحيرة إيرى ونقل الغاز الطبيعي المتصاعد من هذا البئر بأنابيب من الخشب لمسافة نحو كيلومتر لإضاءة فنار على شاطئ البحر. كذلك استخدم الغاز الطبيعي عام ١٨٤٠ بالولايات المتحدة لتبخير مياه البحر للحصول على ملح الطعام. وفي عام ١٨٥٨ قامت بالولايات المتحدة مؤسسة خاصة لتوزيع هذا الغاز على المنازل وعلى بعض المؤسسات التجارية الأخرى. وفي عام ١٩٤٠ حفر بئر آخر في ولاية فرجينيا بالولايات المتحدة الأمريكية. وحتى نهاية الحرب العالمية الأولى لم يشهد العالم الاستفادة من الغاز الطبيعي، الذي كان يحرق بالكامل في مناطق إنتاجه دون الاستفادة منه. ولم يبدأ استخدام الغاز إلا بعد الحرب العالمية الثانية، وذلك نتيجة لوجوده بكميات ضخمة خاصة في إيطاليا وفرنسا، ووجود احتياطي كبير في كل من بحر الشمال وهولندا وشمال أفريقيا وغيرها من مناطق العالم، مما جعل الاهتمام به يزداد يوماً بعد يوم مسيرة للتطور التكنولوجي المعاصر خاصة في مطلع السبعينات. مما زاد استثمار الغاز بشكل مكثف خاصة في المناطق المنتجة له، واستخدامه في مجال الطاقة بواسطة مد الأنابيب لنقل الغاز عبر شبكات ضخمة واسعة الانتشار الأمر الذي أدى إلى زيادة الطلب عليه في الأسواق العالمية سواء كان ذلك بالقرب من مناطق تجمعها أو عن طريق نقله إلى مناطق أخرى. إلا أن مكونات الغاز الطبيعي تختلف من مكان إلى آخر، لدرجة أن هناك مكامن تحتوي على غاز النيتروجين فقط كما هو الحال في "حقل فولجا - أورال Volga - Oural" بروسيا الاتحادية. وهذه لا تعد من مكامن الغاز الطبيعي الذي نقصده هنا فهي لا تصلح كوقود لأن غاز النيتروجين غاز خامل غير قابل للاشتعال. وأغنى مناطق

العالم بالغاز الطبيعي هي سيبيريا الشرقية بالاتحاد السوفيتي سابقاً ومنطقة الشرق الأوسط في إيران والسعودية وقطر وبعض مناطق أمريكا الشمالية. وتمثل هذه المناطق معاً نحو ثلاثة أرباع المخزون العالمي من الغاز الطبيعي. ويوجد الغاز الطبيعي عادة في الطبقات المسامية في باطن الأرض. لذلك نجد عمليات الاستكشاف عن هذه الطبقات في كل مكان سواء في الصحراوات أو تحت مياه البحر وفي المستنقعات أو تحت الثلوج في المناطق القطبية كما هو الحال في ألاسكا. ويستخرج الغاز الطبيعي إما من حقول غاز لا تحتوي على أي سائل بترولي، أو يتم استخراجها وتجميعه أثناء عملية استخراج البترول من الآبار، ويسمى الغاز في هذه الحالة بالغاز المصاحب للبترول (Associated Gas). إذ يتكون البئر من البترول عادة من ثلاثة طبقات: طبقة مياه، يعلوها طبقة بترول، ثم طبقة غاز، الذي يساعد كثيراً في دفع البترول إلى فوهة البئر. وفي حالة انخفاض ضغط الغاز داخل البئر يقتضي الأمر زيادة الضغط في البئر عن طريق حقن بئر البترول إما بالغاز الطبيعي في حالة توفره بالقرب من البئر، وإما بالماء في حالة عدم توفر الغاز الطبيعي، وهي عمليات فنية معقدة ومكلفة في نفس الوقت. وفي هذا الصدد يُذكر أن معظم بترول الشرق الأوسط تقريباً يتدفق بالدفع الذاتي نتيجة لضغط الغاز الطبيعي، في حين أن تسعة أعشار آبار الولايات المتحدة الأمريكية، وثلاثة أخماس آبار فنزويلا، ونسبة كبيرة (31%) من آبار الاتحاد السوفيتي سابقاً تعمل بالضخ الصناعي. أن مقادير البترول القابل للاستخراج (Recoverable Oil) تكون أكبر في الشرق الأوسط منها في مناطق العالم الأخرى المنتجة للبترول. ولتجميع الغاز المصاحب للبترول توضع تجهيزات على فوهة البئر لانتزاع الغاز المتصاعد مع البترول. ويتم تجميع الغازات من الآبار القريبة بواسطة خطوط أنابيب توصل بين الآبار ومصنع الغاز. [١٠]

٢-١ مكونات الغاز الطبيعي (Natural Gas Compositions)

يحتوي الغاز الطبيعي على العديد من الغازات ويعتبر خليط طبيعي من الغازات الهيدروكربونية المحترقة (Combustible Hydrocarbon Gases) حيث يحتوي على نسبة كبيرة من غازي الميثان و الإيثان (methaneðane) مع نسب ضئيلة من غازي البروبان والبيوتان (propane & butane) أيضاً، الغاز الطبيعي الذي نحصل عليه من حقول الإنتاج أو خزانات التخزين (Storage Reservoirs) ربما يحتوي على نسب ضئيلة من الماء كما يحتوي على بعض الشوائب وهي عبارة عن غازات لا هيدروكربونية (Non-Hydrocarbon)

(Gases) مثل كبريتيد الهيدروجين (Hydroge Sulphide) وغاز ثاني أكسيد الكربون (Carbon) Dioxide . ونلاحظ في الجدول (١ - ١) مكونات الغاز الطبيعي والتي تشير الى أن الميثان هو المكون الرئيسي لهذا المزيج الغازي. [١ - ٤]

جدول (١-١) مكونات الغاز الطبيعي . [١]

Compound	Mole %	M .wt	Wt %
N2	28	0.03	0.035
C1	16	66.00	44.25
C2	30	17.29	21.74
C3	44	11.545	21.285
i-C4	58	1.15	2.79
n-C4	58	2.00	4.86
i-C5	72	0.62	1.87
n-C5	72	0.46	1.39
C6	86	0.26	0.94
C7	100	0.09	0.38
C8	114	0.01	0.05
H2O	18	0.545	0.41
Total		100 %	100 %

٣-١ مصادر الغاز الطبيعي

يمكن تصنيف الغازات الطبيعية بأنها الغاز الطبيعي التقليدي، وهو الغاز الموجود في الطبقات الرملية للمكمن، وغاز الميثان في المكمن المضغوطة جيولوجيا. ويكون الغاز الطبيعي التقليدي أما غازاً مصاحباً أو غير مصاحب.

أن مصادر الغاز الطبيعي تكون على عدة أنواع:-

(1-3-1) **الغاز الحر (Free Gas)**: ويدعى أحيانا بالغاز الطبيعي ويكون هذا الغاز على نوعين: **جافاً** حيث يحتوي على الميثان مع كميات قليلة من الإيثان، و**رطباً** حيث يحتوي على كميات كبيرة من الهيدروكربونات الأعلى من الميثان، وينقسم الغاز الحر بدوره إلى:

(أ) **الغاز الحر الطبيعي**: وهو عبارة عن هيدروكربونات خفيفة من (C1- C3) وقد تحتوي على هيدروكربونات أعلى من ذلك، يتواجد هذا النوع من الغاز في المكامن الغازية.

(ب) **غازات القبة الغازية**: يتواجد فوق النفط على شكل قبة وتلاحظ القبة الغازية الكبيرة فوق النفط الخفيف ويتكون هذا الغاز من مزيج من الغازات الجافة والرطبة.

(1-3-2) **الغازات المصاحبة (Associated Gases)**: تستخرج الغازات المصاحبة مع البترول وتكون هذه الغازات في ظروف الطبقة (على عمق كبير وتحت ضغط مرتفع) ذائبة في البترول. وينفصل الغاز عن البترول عند خروج الأخير سطح الأرض نتيجة الانخفاض بالضغط وتنتمي إلى الغازات الدسمة (البنزين الغازي).

(1-3-3) **غازات حقول الغاز المتكثف (Condensate Gases)**: يطلق هذا الاسم على الغازات المشبعة في ظروف الطبقة بالهيدروكربونات البترولية السائلة وعند خروج مثل هذا الغاز إلى سطح الأرض يترسب الطور السائل على هيئة متكثف يفصل بسهولة من الكتلة الأساسية للغاز، وتحتوي غازات حقول الغاز المتكثف على نسبة كبيرة من البروبان وكذلك على الهيدروكربونات ذات الوزن الجزيئي المرتفع التي تدخل في قطرات البترول الكازولينية والكيروسينية وأحيانا من قطرات وقود الديزل. وتحتوي الغازات الطبيعية أيضا على الشوائب الغير هيدروكربونية مثل كبريتيد الهيدروجين والنتروجين وثاني أكسيد الكربون وأبخرة الماء [١،٢].

٤-١ فوائد الغاز الطبيعي:

يدخل الغاز الطبيعي كأحد أهم المواد المستعملة في العديد من المجالات الرئيسية والحيوية كطهي الطعام، وتشغيل المصانع، والتدفئة، والتسخين الماء، وتكييف الهواء. يوفر دخلاً مادياً ثابتاً ومرتفعاً، فهو أكثر اقتصاداً من بعض أنواع الوقود البديلة. يعتبر من أكثر مصادر الطاقة أماناً إذا ما قارناه بمصادر الطاقة الأخرى. يساعد على استدامة واستمرارية عمل المنشأة التي تعتمد عليه في عملها، وذلك يعود إلى أن الغاز الطبيعي يتم توزيعه من خلال شبكات توزيع خاصة قادرة على إمداد المنشآت المختلفة بكميات الغاز التي تحتاجها وبشكل مستمر دون انقطاع أو توقف،

كما ساعدت طريقة النقل هذه على التقليل من التلوث السمعي الضوضائي، فالنقل يتم من خلال شبكات خاصة مدفونة تحت سطح الأرض. يساعد في تقليل التلوث البيئي، وذلك لكونه من المصادر النظيفة الصديقة للبيئة. يساعد على توفير الكميات، واستغلالها كاملة دون وجود فاقد، وذلك يعود إلى الدقة اللامتناهية في عدادات الغاز المستعملة. [٢]

٥-١ استخدامات الغاز الطبيعي :

تدعم صناعة الغاز الطبيعي اليوم عدداً من القطاعات الأساسية مثل البتروكيماويات، صناعة الصلب والأسمنت، توليد الطاقة، وتحليه المياه. يكون استهلاك الغاز الطبيعي على هذه القطاعات ومن النسب التالية :

◆ ٤٠% من هذا الاستهلاك يوآد الكهرباء.

◆ ٢١% يستهلك في صنع البتروكيماويات، وقوداً ولقيماً لإنتاج اللدائن (البلاستيك) والمواد الكيميائية الصناعية التي تعد للتصدير.

◆ ١٧% يستهلك كوقود لمحطات تحليه مياه البحر التي تعد أحد أهم مصادر مياه الشرب في البلاد، حيث تعد المملكة العربية السعودية واحدة من أكبر الدول في استهلاك الفرد لمياه الشرب في العالم.

◆ ١٤% يستهلك لصناعة البترول، لاسيما في دعم شبكة الغاز الرئيسية ورفع طاقتها.

◆ ٨% يستهلك لصناعات أخرى مثل الصلب والأسمنت. [٢، ١]

٦-١ احتياط الغاز الطبيعي:

يوجد الغاز الطبيعي في أكثر من ٨٠ دولة في العالم ويقدر الاحتياطي العالمي ب١٣٠٠٠ مليار متر مكعب حيث أن ٧٥% من هذا الاحتياطي هو عبارة عن غازات غير مصاحبة-**Non Associated Gas** وأكثر من ٣٥% من الاحتياطي العالمي يوجد في الاتحاد السوفيتي كما تحتل منطقة الشرق الأوسط المرتبة الثانية في نسبة الاحتياطي العالمي حيث يوجد فيه ١٧٥٠ تريليون قدم مكعب، والجدول (١-٢) يوضح احتياطي الغاز الطبيعي في دول العالم .

جدول (1-2) يوضح احتياطي الغاز الطبيعي في الدول العالم لسنة ٢٠٠٨. [٢]

الترتيب	الدولة/المنطقة	الاحتياطي المؤكد من الغاز الطبيعي (م³)	تاريخ المعلومات
—	العالم	175,400,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
1	روسيا	44,650,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
2	إيران	26,850,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
3	قطر	25,630,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
4	السعودية	7,167,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
5	الإمارات	6,071,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
6	الولايات المتحدة	5,977,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
7	نيجيريا	5,210,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
8	فنزويلا	4,708,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
9	العراق	3,170,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
10	الجزائر	2,502,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
11	كازاخستان	2,832,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
12	تركمنستان	2,832,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
13	إندونيسيا	2,659,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
—	الاتحاد الأوروبي	2,476,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
14	ماليزيا	2,350,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.
15	الصين	2,265,000,000,000	1 يناير 2008 تقديرات.

٧-١ أنواع الغاز الطبيعي:

(١-٧-١) **الغاز المصاحب:** هو غاز يصاحب إنتاج النفط الخام في المكامن وينتج مع النفط الخام، وتتوقف معدلات إنتاجه على معدلات إنتاج النفط الخام.
(٢-٧-١) **الغاز غير المصاحب:** هو غاز ينتج من آبار الغاز العميقة بصورة مستقلة عن إنتاج النفط الخام.

(٣-٧-١) **الغاز الحامض (Sour Gas):** هو الغاز الذي يحتوي على الغازات الحامضية مثل كبريتيد الهيدروجين (H_2S).

(٤-٧-١) **الغاز الحلو (Sweet Gas):** هو الغاز الخالي من الغازات الحامضية ($H_2S + CO_2$) والمركبات الكبريتية الخفيفة.

(٥-٧-١) **الغاز الرطب (Wet Gas):** وهو الغاز الذي يحوي على كمية عالية نسبياً من البروبان والبيوتان والبنتان وسوائل هيدروكربونية أخرى إلى جانب الميثان والايثان.

(٦-٧-١) **الغاز الجاف (Dry Gas):** الغاز الذي يتكون من الميثان والايثان بصورة رئيسية ولا يحوي (أو يحوي على كميات قليلة) من الغازات الهيدروكربونية الأخرى.

(٧-٧-١) **الغاز الطبيعي المسال (LNG):** ويتكون من الميثان والايثان وبالإمكان تسيله

باستعمال الضغط و التبريد معا.

(١-٧-٨) غاز البترول المسال (LPG): هو خليط من البروبان والبيوتان بصورة رئيسية وبالإمكان تسيله باستعمال الضغط الى حد ٢٠ ضغط جوي وبدون تبريد . [١،٢]

٨-١ تجفيف الغاز الطبيعي :

يحتوي الغاز الطبيعي الأتي من حقول الإنتاج إضافة إلى الغازات الحامضية كغاز H_2S و CO_2 على شوائب أخرى كبخار الماء أو الماء الحر في بعض الأحيان وتختلف كمية الماء في الغازات الهيدروكربونية تبعاً للضغط ودرجة الحرارة والماء إما أن يكون على شكل قطرات سائلة أو بخار ماء. أن الغاز الطبيعي تنخفض حرارته أثناء مروره خلال انبواب البئر الى السطح بسبب انخفاض الضغط وفقدان الحرارة الى المنطقة المحيطة بالانبواب والتي تكون أبرد. ويكون الماء أكثر الشوائب غير المرغوب فيها في الغاز الطبيعي، ويتم إزالة قسم من الماء (الماء الحر) من النفط والغاز عن طريق العازلات (Separators). إن الغاز الطبيعي المطلوب نقله إلى الأسواق بالأنابيب يجب أن تتوفر فيه شروط معينة من حيث احتوائه على الماء أو بخار الماء بحدود ٦-٨ باوند من الماء لكل مليون قدم مكعب قياسي من الغاز الطبيعي والغاية من وحدة تجفيف الغاز هي لتخليص الغاز من الماء وتخفيض نقطة الندى قبل إرساله بواسطة خطوط الأنابيب إلى **LPG plant** وذلك لتلافي الانجماد نتيجة لتكون سوائل تسمى (الهيدرات (Hydrates). [٥،٦]

(١-٨-١) الهيدرات

وهي عبارة عن مواد صلبة تشبه الثلج أو بلورات ناتجة عن اتحاد الغاز الطبيعي مع الماء في درجة حرارة أعلى من درجة انجماد الماء النقي. أن السبب الرئيسي لإزالة بخار الماء من الغاز الطبيعي هو أنه يتكثف عند انخفاض الحرارة أو زيادة ضغط الغاز. ومن العوامل التي تساعد على تكون هذه السوائل وانجمادها هي هبوط الضغط الفجائي وانخفاض درجة الحرارة ووجود الماء ضمن مكونات الغاز. [٥،٦]

(١-١-٨-١) ظروف تكوين الهيدرات :

١. درجة الحرارة و الضغط المناسبين، حيث درجات الحرارة الواطئة + الضغوط العالية. حيث إن انخفاض درجة حرارة الغاز الى أقل من درجة الندى **Dew Point** فإن هذا يؤدي الى تكون (الماء الحر). أن درجة الحرارة المثلى لتكوين الهيدرات تعتمد على مكونات الغاز.

٢. يجب توافر ٣ مواد أساسية لتكوين الهيدرات وهي (الميثان - الأيثان - ثاني أكسيد الكربون).

٣. توافر كمية كافية من الماء.

وهناك ٣ أنواع من الهيدرات في الصناعة النفطية: النوع الأول **Type I**، والنوع الثاني **Type II**، والنوع الثالث **Type H** والجدول (١-٣) يبين الفرق بين هذه الأنواع:

جدول (1-3) انواع الهيدرات في الصناعات النفطية . [٦،٥]

	Type I	Type II	Type III
Water Molecules per unit cell	46	136	34
Cages per unit Cell			
Small	6	16	3
Medium	-	-	-
Large	2	8	1
All Cages Filled Mole Fraction hydrate	0.1481	0.15	0.15
Only Large Cages Filled Mole Fraction hydrate Former	0.1154	0.0556	-
Cavity Diameter			
Small	7.9	7.8	7.8
Medium	-	-	-
Large	8.6	9.5	11.2
Volume of unit Cell(m ³)	1.728×10^{-27}	5.728×10^{-27}	
Typical Formers	CH ₄ , C ₂ H ₆ H ₂ S , CO ₂	N ₂ , C ₃ H ₈ i-C ₄ H ₁₀	See text

أن تكوّن الهيدرات أمر غير مرغوب فيه لأن هذه البلورات قد تسبب حدوث انسداد في أنابيب الجريان **flow line**، الصمامات وبالذات الصمامات الخانقة **chokes**، بالإضافة الى صمامات

السيطرة مما يقلل سعة الأنابيب أو يسبب تضررها وذلك بسبب فرق الضغط العالي والـ **orifices** الصغيرة حيث أن هذا الفرق يؤدي الى تقليل درجة الحرارة مما يجعلها عرضة لتكون الهيدرات والانسداد. وعادةً ما يؤدي هذا الأمر الى حدوث الأنجماد **Freezing** مما يؤدي الى تقليل التدفق خلالها. ومع تقليل الضغط، تزيد درجة الحرارة التي تتكون فيها الهيدرات، وفي حالة عدم وجود ماء حر فهذا يعني عدم تكون الهيدرات، كما توجد بعض العوامل الثانوية التي تساعد على تكون الهيدرات مثل : سرع الغاز العالية، أي نوع من المزج. أن أكثر الطرق شيوعاً لمنع تكون الهيدرات هي التسخين وذلك لضمان عدم هبوط درجة الحرارة الى الحد الذي تتكون فيه الهيدرات ، أو تجفيف الغاز وذلك لعدم فسخ المجال لبخار الماء بالتكاثف الى الماء الحر. [٥،٦]

(١-٨-١-٢) معالجة الهيدرات: [٧]

يمكن استخدام وحدات (**Low Temperature Exchange LTX**) والتي تؤدي الى ذوبان الهيدرات بسبب الحرارة العالية لأنها (الهيدرات) تفضل درجات الحرارة الواطئة) ولهذه العملية فوائد أخرى مثل تثبيت المكثفات وبعض المركبات الهيدروكاربونية الوسطية أكثر مما يحصل في عمليات العزل الاعتيادية . وعادة ما تستعمل المسخنات غير المباشرة (**indirect Fired Heaters**) (وهي الأكثر شيوعاً) التي تقوم بتسخين وسط ثالث يقوم بدوره بتسخين خط جريان الغاز قبل أو بعد الصمام الخانق لأبقاء الغاز فوق هذه درجة تكون الهيدرات. ،المسخنات .. ألخ . كما يمكن استخدام بعض المواد السائلة لمعالجة الهيدرات أو تقليل تأثيرها ، وهذه المواد تؤدي الى تقليل درجة الأنجماد أو تحريك توازن الهيدرات مقابل قيم الحرارة المنخفضة وهذه المواد هي:

١- أثيل الكحول.

٢- الميثانول.

٣- داي أثيلين كلايكول **DEG**.

علماً أن الميثانول يسبب بعض المشاكل مثل : تركزه في الغاز السائل **LPG** – اذابته للمواد مانعة التآكل **Corrosion Inhibitors** التي تستعمل في الانابيب والمنظومات. ويتراوح

معدل حقن الميثانول من ٠,١٥ - ١,٥ م ٣ / يوم . بالإضافة الى العديد من المواد الكيماوية لوقف تآكل المعدات ، ولكنها في الغالب لتقليل تأثير هذه المشاكل. [٦,٥]

١-٩. الطرق المستخدمة لتجفيف الغاز الطبيعي: [٧]

هناك خمس طرق رئيسية لتجفيف الغاز الطبيعي هي :

- التبريد **cooling**.

- الكبس ويتبعه التبريد **compression followed by cooling**.

- التجفيف باستخدام المجففات الصلبة **Adsorbtion using solid desiccants**.

- التجفيف باستخدام المجففات السائلة **Absorbtion using liquid desiccants**.

١-٩-١. التبريد:

يعتبر تبريد الغاز الطبيعي من ابسط الطرق المستخدمة لتجفيف الغاز الطبيعي. وتكون الطريقة محددة بدرجة الحرارة التي تتكون فيها الهيدرات وضغط الوحدة التشغيلية. فمثلا غاز طبيعي وزنه النوعي (٠,٦) وتحت ضغط (٦٨ جو) تتكون الهيدرات بدرجة (٨م ٠) يتكون التبريد بهذه الدرجة ما لم يتم إضافة مواد مانعة لتكوين الهيدرات مما تقدم تبين بانه كلما تم تبريد الغاز اصبح بإمكانه احتجاز كمية اقل من الماء على شكل بخار . وعليه فتبريد الغاز سيؤدي الى تكثيف قسم من بخار الماء مع بقاء القسم الاخر في حالة بخار في الغاز .

١-٩-٢. الكبس والتبريد:

تختلف عملية الكبس والتبريد عن الطريقة السابقة فعند درجة حرارة معينة يقل المحتوى المائي للغاز مع زيادة الضغط. لذا يتم تقليل كمية بخار الماء (المحتوى المائي) في الغاز بواسطة كبس الغاز ومن ثم تبريده. تسبب عملية الكبس ارتفاعا في درجة حرارة الغاز لذا فان التبريد ضروري لكي يكون الغاز دائما عند درجة الحرارة الابتدائية يفصل الماء في وعاء الفصل لكي يمنع احتمال إعادة تشبع الغاز ببخار الماء عند الدرجات الحرارية العالية او الضغط الواطئ وتحدد هذه الطريقة بالدرجات الحرارية التي يتم فيها تكوين الهيدرات ما لم يتم إضافة مواد مانعة

لتكوين الهيدرات مثل الميثانول او محلول الداى اثيلين كلايكول وتحقن هذه المواد المانعة في الغاز عند بداية المبادل الحراري عندئذ يمكننا ان نتجاوز درجة الهيدرات عند تبريد الغاز كذلك يمكن استخدام طريقة الكبس والتبريد لاستخلاص السوائل الهيدروكاربونية من الغاز الطبيعي .

١-٩-٣. التجفيف باستخدام المجففات الصلبة:

بهذه الطريقة يمكن الحصول على درجة ندى مقدارها (-٣٧م°) واحيانا تكون درجة التجفيف عالية جدا وان كمية الرطوبة لا تتجاوز (1ppm) عند استعمال طريقة المناخل الجزيئية هناك أنواع متعددة من المواد الصلبة المستخدمة لتجفيف الغاز الطبيعي واكثر الأنواع استخداما هو:

١- الومينا المنشطة _ نوع أوكسيد الالمنيوم

٢- سليكاجيل

٣- المناخل الجزيئية (الزيولايت) سليكات الالمنيوم والكالسيوم

٤- الكربون او فحم الخشب

٥- البوكسايت

١-٩-٣-١. ومن اهم مميزات المواد الصلبة هي :

١- المساحة السطحية كبيرة والسعة عالية .

٢- تكون نشطة لادمصاص احدى المواد .

٣- سهولة واقتصادية عملية التنشيط .

٤- قلة الفترة الزمنية اللازمة لاعادة تنشيطها.

٤- مقاومتها قليلة نسبيا لجريان الغاز.

٥- ذات كلفة قليلة غير مسببة للتاكل غير سامة خاملة أي لا تتفاعل مع المادة الداخلة

٦- لا يتغير حجمها خلال عملية الادمصاص والتنشيط.

وتتصف بمساحة سطحية تتراوح ما بين (٥٠٠-٨٠٠) متر مربع لكل غرام و تتألف الوحدة بصورة مبسطة من وعائين مملوئين بحبيبات المادة المجففة حيث يمرر الغاز المشبع ببخار الماء من اعلى برج الادمصاص واثناء نزولة يمدص المجفف بخار الماء من الغاز من اسفل البرج يخرج الغاز جافا خاليا من بخار الماء ثم يمرر بمبادل حراري ثم الى أنبوب التسويق . وبعد فترة زمنية معينة يتشبع حيز الوعاء المجفف ببخار الماء فيمرر الغاز على الوعاء الثاني لتجفيفه . واثناء تجفيف الغاز في المجفف الثاني يكون المجفف الأول في حالة إعادة تنشيط . ويتم التنشيط بامرار غاز التنشيط (هواء) او جزء من الغاز الساخن من اسفل البرج ويخرج من اعلى البرج مع بخار الماء ثم يمرر بمبادل حراري بعدها يمرر بوعاء الفصل لفصل الماء عن الغاز

يبرد بعد ذلك البرج بواسطة جزء من الغاز الجاف وبعد فترة زمنية معينة يكون المجفف الأول جاهزا لتجفيف الغاز فيمرر الغاز حينئذ به اما البرج الثاني فيكون في حالة إعادة تنشيط . وهكذا تعاد العملية بصورة دورية.

١-٩-٣-٢. فوائد المجففات الصلبة:

- ١- تستخدم في الحالات التي تتطلب درجات ندى منخفضة بحدود (-٤٠ م °) لا تتأثر بالتغيرات التي تحدث للغاز مثل درجة الحرارة والضغط ضمن الظروف التصميمية.
- ٢- تمتاز ببساطة تصميم وتشغيل الأجهزة المستعملة .
- ٣- خالية من مشاكل التاكل والرغوة.. الخ من المشاكل التشغيلية.
- ٤- تستعمل لتجفيف كميات قليلة جدا من الغاز وبسعر قليل.
- ٥- تمتص بخار الماء حسب السعات الاتية:-
 - أ- البوكسايت تمدص (٤-٦) كغم من الماء لكل (١٠٠) كغم من المادة الصلبة الممدصة.
 - ب- الالومينا تمدص (٤-٧) كغم من الماء لكل (١٠٠) كغم من المادة الصلبة الممدصة.
 - ج- الجبل تمدص (٧-٩) كغم من الماء لكل (١٠٠) كغم من المادة الصلبة الممدصة.
 - د- المناخل الجزيئية تمدص (٩-١٢) كغم من الماء لكل (١٠٠) كغم من المادة الممدصة.

١-٩-٣-٣. مساوي المجففات الصلبة :

- ١- الكلفة الابتدائية عالية لذا يتطلب مقارنة بين السعر ومدى الحاجة لهذه المواد
- ٢- هبوط كبير في الضغط
- ٣- قابليتها عالية للتسمم
- ٤- تتطلب حرارة عالية لإعادة تنشيطها .
- ٥- التجفيف لكميات قليلة جداً من الغاز .

١-٩-٤. التجفيف باستخدام المجففات السائلة:

- في هذه الطريقة يتم استخدام مواد سائلة لامتناس بخار الماء من الغاز. وتستعمل مادة الكلايكل بنطاق واسع في هذه العمليات وذلك للأسباب التالية:
- ١- القابلية العالية لامتناس بخار الماء.
 - ٢- لا يتأثر بالحرارة العالية .
 - ٣- ضغطه البخاري واطئ .

الكلايكول: مادة نقية عديمة الرائحة سائلة حلوة المذاق تذوب في مدى واسع وبشكل تام في المذيبات القطبية مثل الماء والكحولات والأستون إلا أن ذوبانها قليل في المذيبات غير القطبية مثل البنزين ، التلويين ، داي كلورو إيثن والكلوروفورم. ومن مركبات الكلايكول المستعملة لتجفيف الغاز هي:

أ- الاثيلين كلايكول (EG) .

ب- الداى اثيلين كلايكول (DEG).

ج- التراى اثيلين كلايكول (TEG).

د- تترا اثيلين كلايكول (tEG).

يستخدم الاثيلين كلايكول في حالات خاصة بسبب صعوبة إعادة تركيزه واستخدامه مرة ثانية بدون فقدان كميات كبيرة منه لذا لا يمكن اعتباره كاحد المواد الممتصة والمستخدم على نطاق واسع. بينما يستخدم الداى اثيلين كلايكول (DEG) على نطاق واسع وذلك لقلته ذوبانه في السوائل الهايدروكاربونية كذوبان التراى اثيلين كلايكول (TEG) تترا اثيلين كلايكول (tEG) ويستخدم بصورة مألوفة في عمليات تجفيف الغاز وفي شبكات التجمع يحقن مع مجرى الغاز. يمتاز التراى اثيلين كلايكول بدرجة انحلال عالية (تؤثر درجات الحرارة العالية على الكلايكول وتؤدي الى تكوين حوامض مسببة للتآكل) ويمكن إعادة تركيزه بدرجة من النقاوة مع زيادة انخفاض في درجة الندى للغاز. بينما يمتاز التترا اثيلين كلايكول بدرجة تحلل اعلى من التراى اثيلين كلايكول ويؤدي استعمال التترا اثيلين كلايكول الى زيادة في انخفاض درجة الندى ما يقارب (٥،٥) اكثر من الدرجة التي يتم الحصول عليها باستعمال التراى اثيلين كلايكول ومن مساوئه الكلفة العالية وصعوبة إعادة تركيزه بدرجات الحرارة العالية. ولأجراء عملية التجفيف بالمواد السائلة يفضل استخدام سائل TriEthylene Glycol والمسماة اختصاراً (TEG) أن تخفيض درجة الندى Dew Point مرتبط بمجموعة من الأمور وهي: معدل تدوير الكلايكول – تركيز الكلايكول – عدد الصواني Trays - درجة حرارة التماس بين الكلايكول والغاز. ولعل أهم عامل يؤثر على نقطة الندى هو درجة حرارة الغاز الداخل حيث أن نقطة الندى تنخفض بشكل كبير بزيادة درجة حرارة الغاز ، كما أنها تزيد بتقليل درجة حرارة الغاز. ويجب أن لا تزيد درجة حرارة الكلايكول عن ٥٧ م° . أما بالنسبة لتأثير الضغط فهو محدود جداً، ولكن بشكل

عام تزيد كفاءة التجفيف كلما قل الضغط . كما أن درجة حرارة الكلايكول إذا قلت عن ٢١ درجة مئوية فإن الكلايكول يصبح لزجاً.

الجدول (1-4) يوضح الخصائص الفيزيائية للكلايكولات. [٦،٥]

TEG	DEG	الوحدة	الخاصية الفيزيائية
C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₄ H ₁₀ O ₃		التركيب الكيميائي (Formalu)
150	106		الوزن الجزيئي (Molecular Weight)
1.1254	1.1184	kg/lit	الكثافة في 20/20°C
1.1220	1.1160	kg/lit	الكثافة في 25/25°C
287	245	°C	درجة الغليان (Boiling Point) في الضغط الجوي
206	164	°C	درجة التفكك (Decomposition Point)
- 6	- 9	°C	درجة الانجماد (Freezing Point)
155	127	Centipoise	اللزوجة النوعية (Specific Viscosity) في 0 °C
34	29	Centipoise	اللزوجة النوعية (Specific Viscosity) في 25 °C
0.540	0.550	Kcal/kg.°C	الحرارة النوعية (Specific Heat) في 25 °C
0.615	0.610	Kcal/kg.°C	الحرارة النوعية (Specific Heat) في 100 °C
0.695	0.680	Kcal/kg.°C	الحرارة النوعية (Specific Heat) في 180 °C
99.5	83.3	Kcal/kg.°C	حرارة التبخر (Evaporation Heat) في الضغط الجوي
154	135	°C	نقطة الوميض (Flash Point)
45	44	dine/cm ²	الشد السطحي (Surface Tension)

وكما يتضح من الجدول ، فإنه عند تنشيط DEG يجب أن لا تتجاوز درجة الحرارة عن ١٦٤ درجة مئوية لأنها درجة تفككه للوصول الى تركيز ٩٦% أو أعلى، في حين عند تنشيط TEG فيجب أن لا تتجاوز درجة الحرارة عن ٢٠٤ درجة مئوية (وهي درجة تفككه) للوصول الى تركيز يصل الى ٩٨,٩% . [٥،٦]

١٠-١. الطريقة المعتمدة في تجفيف الغاز الطبيعي وأسباب اختيارها: [٧]

ان الطرق التي تستخدم في عملية تجفيف الغاز الطبيعي يجب ان تأخذ بنظر الاعتبار ما يلي:

- ١- نسبة الماء في الغاز الطبيعي الداخل لوحددة التجفيف.
 - ٢- درجة التجفيف المطلوبة .
 - ٣- وجود الشوائب الأخرى .
 - ٤- **الكلفة:** وتشمل كلفة راس المال اللازم لانشاء الوحدة وكلفة الطاقة وكلفة المواد المستخدمة وغيرها من الكلف الأخرى.
 - ٥- بساطة الوحدة والمشاكل التشغيلية كالتاكل والرغوة وغيرها
- من خلال الشرح المختصر للطرق المستخدمة في تجفيف الغاز الطبيعي والذي وضع فوائده ومضار كل طريقة فانه تم اختيار الطريقة السائلة والتي تستخدم محلول ترائي اثيلين كلايكول (TEG) لتجفيف الغاز الطبيعي وذلك للأسباب التالية :

- ١- تستخدم عادة هذه الطريقة لمعالجة كميات كبيرة من الغاز الطبيعي قياسا بالطرق الصلبة .
- ٢- بساطة الوحدة المستخدمة للتجفيف مقارنة بالطرق الأخرى .
- ٣- تتميز محاليل الكلايكول بانها رخيصة الثمن.
- ٤- يمكن إعادة فعالية الكلايكول المشبع بالماء بعد استعماله وبسهولة .
- ٥- تتميز هذه الطريقة بسرعتها في عملية التجفيف .
- ٦- يتميز (TEG) بانه ذو ضغط بخاري واطى مقارنة مع أنواع الكلايكول الأخرى وبالتالي الحصول على اقل فقدان ممكن من نتيجة التبخر .
- ٧- هبوط واطى في الضغط مقارنة بالوحدات الأخرى .
- ٨- محلول (TEG) مادة خاملة لا يتفاعل مع أي من المواد الداخلة .

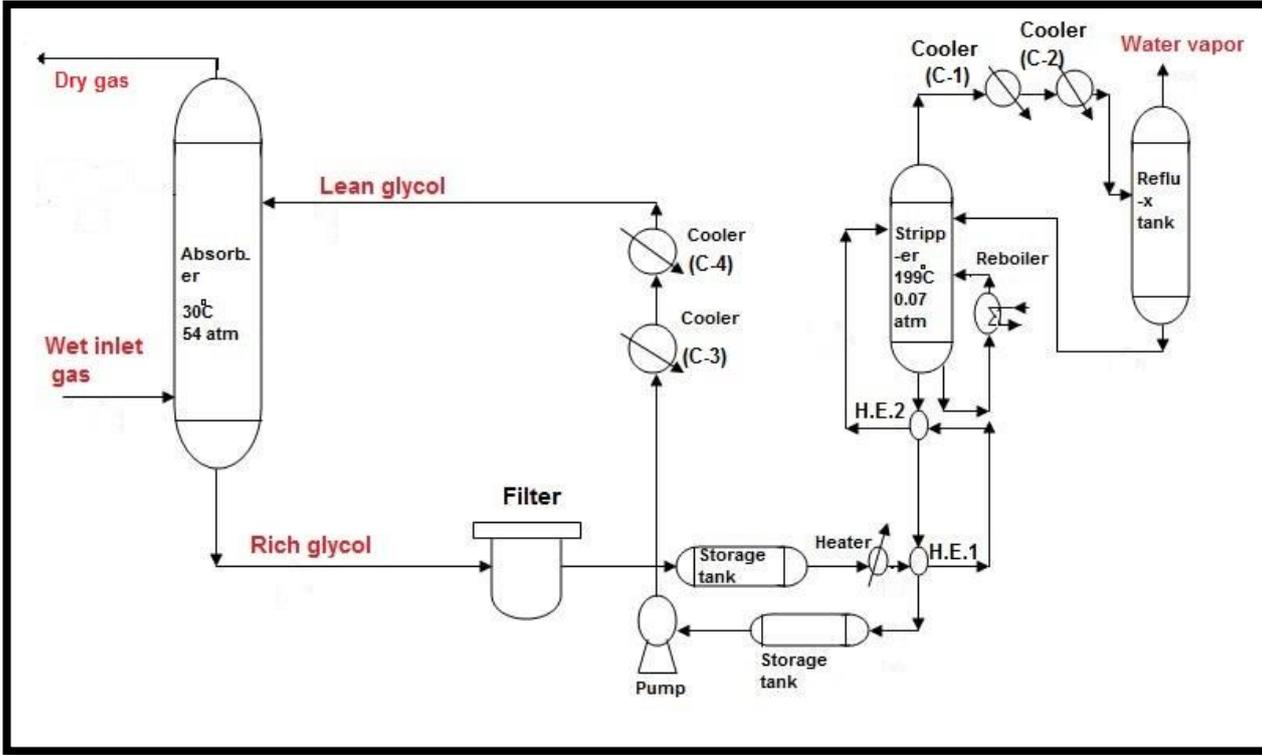
١١-١. الشرح التفصيلي للطريقة المستخدمة: [٧]

يمرر الغاز المشبع ببخار الماء بجهاز لإزالة الشوائب العالقة بالغاز (**Scrubber**) ثم يجري الغاز المشبع ببخار الماء نحو برج الامتصاص ويدخل البرج من الجزء السفلي ويرتفع نحو الأعلى بتيار متعاكس لاتجاه الكلايكول النازل من اعلى البرج واثناء نزوله يمتص الكلايكول

بخار الماء من مجرى الغاز بعدها يخرج الغاز الجاف من قمة برج الامتصاص ويمرر بوعاء فصل (Separator) لإزالة ما تبقى من رذاذ الكلايكول يخرج رذاذ الكلايكول مع الكلايكول المشبع ببخار الماء والنتاج من اسفل الامتصاص ويمرر بمبادل حراري (بتبادل الكلايكول النقي مع الكلايكول المشبع ببخار الماء .ثم يمرر بخزان تحت ضغط واطئ ثم بمرشح لتنقيته من الشوائب العالقة ان وجدت .بعدها يدخل برج التنشيط من الجزء السفلي للبرج فيتم فصل بخار الماء عن الكلايكول نتيجة الفرق الكبير بين درجة غليانها تتراوح درجات الحرارة اللازمة لاعادة نشاط مركبات الكلايكول كالاتي:

DEG	157-171°C
TEG	191-204°C
tEG	207-204°C

يخرج الماء من قمة برج التنشيط ويمرر بمكثف ثم بوعاء لتجميع المتكثف (Condensate accumulator) ويعاد جزء من الماء كعائد (Reflux) الى قمة برج التنشيط لتنظيم درجة حرارة قمة البرج بعدها يسحب الكلايكول النقي من اسفل برج التنشيط بواسطة مضخة ويرسل الى الخزان بعد تبريده (بتبادله مع الكلايكول المشبع ببخار الماء) ولا بد هنا من امرار غاز جاف على سطح الخزان او غاز خامل جاف ليكون طبقة واقية تمنع تماس الكلايكول بالهواء لما للاوكسجين من تاثير مباشر على الكلايكول في زيادة حدة تاكله للأجهزة والمعدات .لتنظيم درجة حرارة الجزء السفلي من برج التنشيط باخذ جزء من الكلايكول المشبع ببخار الماء من برج التنشيط ويسخن في معيد الغليان (Reboiler) ويضخ ثانية لبرج التنشيط تتراوح كمية فقدان الكلايكول من (٤-٧) كيلو غرام لكل مليون متر مكعب من الغاز ومعظم الفقدان هو بسبب ارتفاع درجة حرارة الامتصاص وانخفاض الضغط التشغيلي وهذا لا يساعد على حمل ذرات الكلايكول عند صعوده الى الأعلى في برج الامتصاص كما ان تطاير الكلايكول اثناء عمية النزح للماء تزيد من كمية الفقدان وان تكرار الرغوة (Foaming) هو الاخر يزيد من الفقدان أيضا . كما موضح في شكل (١-١) .



شكل (1-1) وحدة التجفيف باستعمال الكلايكول ويستخدم برج الصفائح في برج

1-1-1. معدل جريان الغاز : Gas Flow rate

يجب تصميم وحدة التجفيف عند معدل معين للجريان يلائم كمية الغاز الواجب تجفيفها . وعند زيادة كمية الجريان أو نقصانها فإنها تؤثر على كفاءة وحدة التجفيف فمثلا إذا كان وحدة التجفيف تعمل بمعدل جريان اقل من معدل الجريان التصميمي يعني هذا سعة جهاز إعادة التركيز وعلى العكس إذا كانت وحدة التجفيف تعمل بمعدل جريان أكثر من سعة الجهاز إعادة التركيز إي زيادة تحميل جهاز إعادة التركيز وبالتالي سيؤدي إلى زيادة درجة الندى للغاز الخارج. لذا يجب إن يبقى معدل الجريان ثابتا .

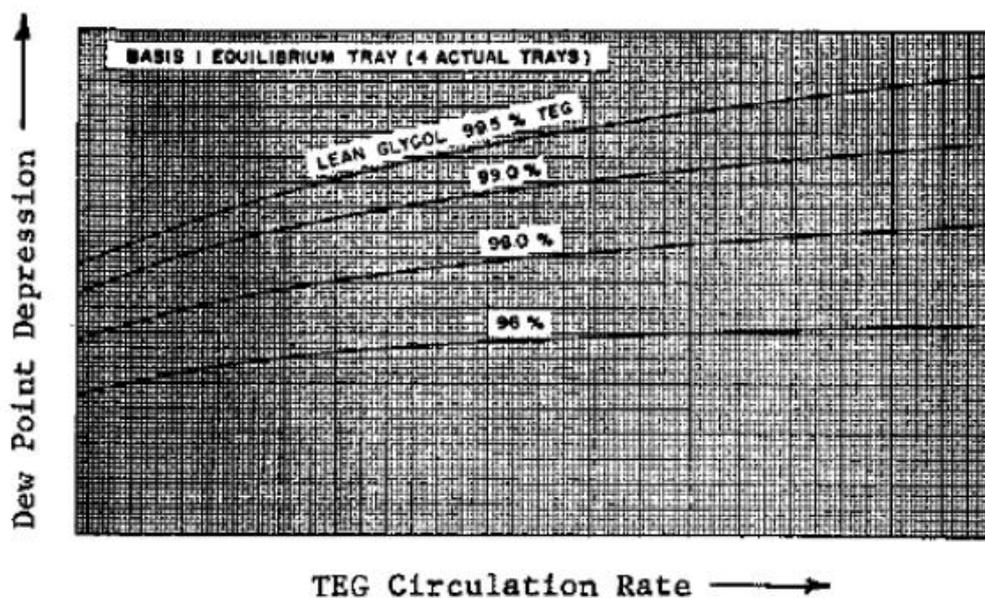
1-1-2. درجة حرارة الكلايكول الداخل إلى برج الامتصاص:

تؤثر درجة حرارة الكلايكول الداخل إلى برج الامتصاص على درجة الندى للغاز ويجب أن تكون درجة حرارة الكلايكول الداخل ما بين (٠-١٠ درجة مئوية) فوق درجة حرارة الغاز الداخل لكي تمنع تكثيف الهيدروكربونات في برج الامتصاص ويقل فقدان الكلايكول كما تؤثر

درجة حرارة الكلايكول العالية على الغاز الداخل لبرج الامتصاص بحيث يبقى الغاز مشبعاً ببخار الماء.

٣-١١-١ . تركيز الكلايكول الداخل إلى برج الامتصاص:

أن التغيير الوحيد الذي يحدث في وحدة التجفيف للكلايكول والذي يؤثر بصورة كبيرة على انخفاض درجة الندى هو مستوى الكلايكول النقي في جهاز إعادة التركيز (Reconcentration). مثلاً يتكون برج الامتصاص من ست صفائح ومعدل الكلايكول ثلاث غالونات لكل باوند من الماء في الغاز الداخل . وفي هذه الحالة عند استخدام الكلايكول بتركيز (98.5%) يمكن الحصول على انخفاض بدرجة الندى (١٩ درجة مئوية) وعند زيادة تركيز الكلايكول إلى (99.1%) يمكن الحصول على انخفاض بدرجة الندى يقارب من (25 درجة مئوية) وعند زيادة تركيز الكلايكول أكثر حتى يصل إلى (99.9%) عندما يمكن الحصول على انخفاض في درجة الندى يقارب (35 درجة مئوية) كما موضح بالشكل (1-3) .



شكل (1-3) يوضح انخفاض درجة الندى مع زيادة تركيز الكلايكول

١٢-١-٤. معدل تدوير الكلايكول Recirculation Rate of Glycol:

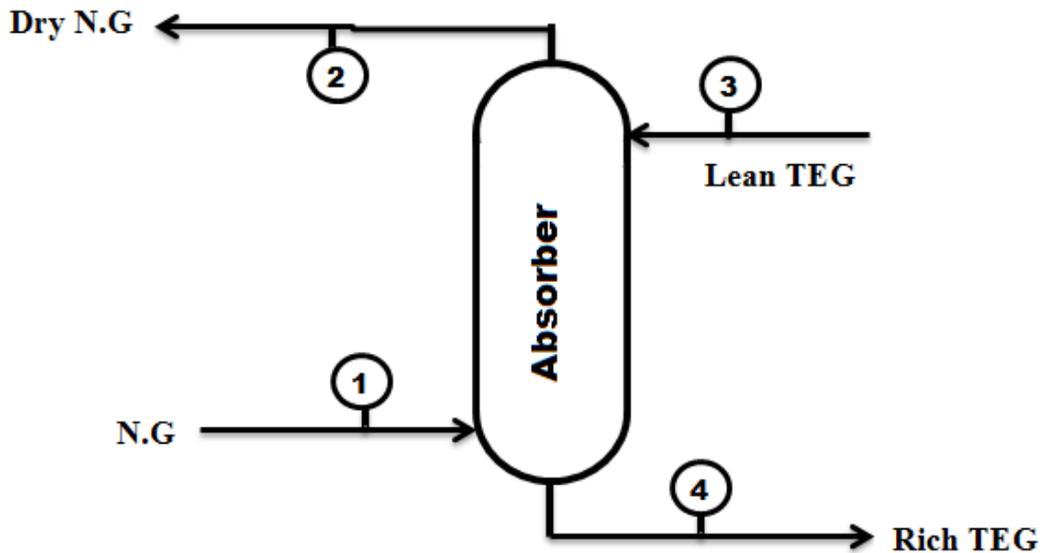
يمكن زيادة الانخفاض بدرجة الندى بواسطة زيادة معدل التدوير كما موضح في الشكل (١-٣). فعند استخدام ثلاثي اثلين كلايكول بتركيز (٩٨,٥%) وست صفائح في البرج ودرجة حرارة التماس (٣٨°م) تحت هذه الظروف يمكن زيادة الانخفاض بدرجة الندى من (١٦ درجة مئوية) إلى (٢٠,٥°م) بواسطة تغيير معدل الجريان من (16×10^{-3} - 33×10^{-3} m³/kg) من بخار الماء في الغاز تسبب الزيادة في معدل التدوير بدرجة حرارة برج الامتصاص وهذا يؤدي إلى زيادة فقدان الكلايكول من البرج (losses over head glycol) ونتيجة لزيادة معدل التدوير يجب القيام بصيانة إضافية للمضخة لذا يجب أن يكون معدل تدوير الكلايكول قليلا قدر الإمكان مع الحصول على الانخفاض المطلوب في درجة الندى.

١٢-١. مبررات اختيار الطاقة

لقد تم اختار طاقة إنتاجية للغاز المعالج بمعدل جريان [202271 kg /hr] من خلال المعلومات التي توفرت لدينا عن وحدة تجفيف الغاز الطبيعي الموجودة في كركوك وهذا ما اكده لنا المهندس المشرف على تصميم هذا المشروع أ. د. عبد المنعم عباس كريم.

١-٢ موازنة المادة

١-٢-١ على برج الامتصاص:



The composition of N.G is :-

Compound	Mole %	M .wt	Wt %	Mole frac. * M .wt
N2	28	0.03	0.035	0.0084
C1	16	66.00	44.25	10.56
C2	30	17.29	21.74	5.187
C3	44	11.545	21.285	5.0798
i-C4	58	1.15	2.79	0.667
n-C4	58	2.00	4.86	1.16
i-C5	72	0.62	1.87	0.4464
n-C5	72	0.46	1.39	0.3312
C6	86	0.26	0.94	0.2236
C7	100	0.09	0.38	0.09
C8	114	0.01	0.05	0.0114
H2O	18	0.545	0.41	0.0981
Total		100 %	100 %	23.8629

Average M. wt = 23.8629

Wt% of H₂O in **stream 1** = 0.41 %

The mass flow rate of N.G in **stream 1** = 202,271 kg / hr

Wt . of H₂O in **stream 1** is

$$= \frac{0.41}{100} * 202,271 = 828.3 \text{ kg / hr}$$

Amount of H₂O IN **stream 2** = 70.6 * 10⁻⁶ kg H₂O / m³ N.G ⁽⁷⁾

Temperature of inlet N.G = 30°C (7)

Pressure of inlet N.G = 54 atm (7)

$$\text{Density } (\rho) = \frac{P * M.wt}{R * T} \text{ -----(1)}$$

$$\rho = \frac{(54 * 101.3) * 23.8629}{8,314 * (30 + 273)}$$

$$\rho = 51.8172 \text{ Kg / m}^3$$

wt. fraction of H₂O in stream 2 is =

$$\frac{70 * 10^{-6} \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{m}^3 \text{ dry N.G}}}{51.8172 \frac{\text{kg dry N.G}}{\text{m}^3 \text{ dry N.G}}}$$

$$= 1.3625 * 10^{-6} \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg dry N.G}}$$

$$\text{N.G Free H}_2\text{O} = 202,271 - 829.3 = 201,441.7 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Let amount of H₂O in **stream 2** is R

$$R = 1.3625 * 10^{-6} * \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg dry N.G}} 202,271 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$R = 0.275 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

Amount of **stream 4** is

$$= 829.3 - 0.275 = 829.0255 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Mass flow rate of **stream 2** is

$$= 202,271 - 829.0255 = 201,441.9745 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

* Using concentrating Glycol (100 %) (7)

* Every 1 kg of water is absorber by (26 – 60)
lit. of TEG , Select 43 lit

TEG density at 30 °C equal 1.05 kg / hr

Flow rate of **stream 3** is

$$= 1.05 * (829.0255 * 43) = 37,430.5013 \text{ kg / hr}$$

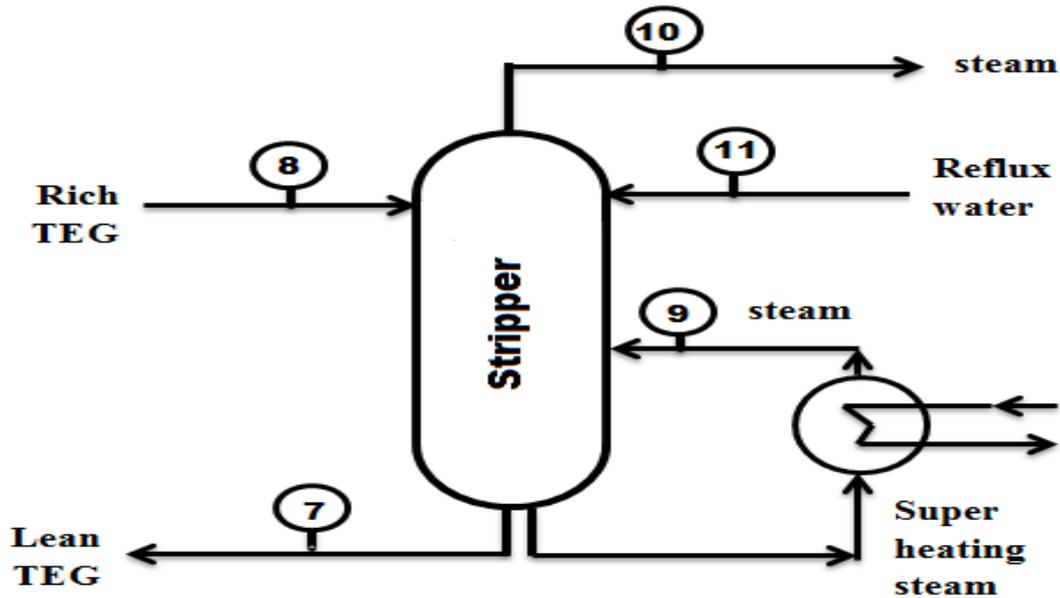
Flow rate of **stream 4** is :-

$$= 37,430.5013 + 829.0255$$

$$= 38,259.5268 \text{ kg / hr}$$

Stream no. name of stream	IN kg/hr		Out kg/hr	
	1	3	2	4
N.G	202,271	-	-	-
Lean TEG	-	37,430.5013	-	-
Dry N.G	-	-	201,441.9745	-
Rich TEG	-	-	-	38,259.5268
Total	239,701.5013		239,701.5013	

٢-١-٢ موازنة المادة على برج الانتزاع (stripper)



Antion equation is

$$\ln P_v = A - \frac{B}{T+C} \text{ -----(2)}$$

A, B and C are constants

P_v = VAPOR Pressure in mm Hg

T = Temperature in °K

For Water: ⁽⁸⁾

$$A = 18.3036, \quad B = 3,816.44, \quad C = -46.13$$

For TEG: ⁽⁸⁾

$$A = 20.2501, \quad B = 6,022.18, \quad C = -28.25$$

Temperature of stripper equal to 199°C ⁽⁸⁾

For water at 199°C, $P_v = 11,408$ mm Hg

For TEG at 199°C, $P_v = 795.5$ mm Hg

$$\text{Relative Volatility } (\alpha) = \frac{\text{vapor pressure of water}}{\text{vapor pressure of TEG}} \quad (9) \text{-----(3)}$$

$$\alpha = \frac{1,1408}{795.5} = 41.341$$

$$\text{Minimum Reflux ratio } (R_m) = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_d}{X_f} - \frac{\alpha(1-X_d)}{1-X_f} \right] \text{-----(4)}$$

X_d = mole fraction of Water in stream 10

$$X_d = 1$$

X_f = mole fraction of water in stream 8

$$X_f = \frac{\frac{829.0255}{18} + \frac{18}{37,430.5013}}{\frac{829.0255}{18} + \frac{37,430.5013}{150}} = 0.1558$$

$$R_m = 0.4811$$

* Optimum Reflux ratio lies between 1.2 to 1.5 of minimum Reflux ratio
(8)

R = optimum Reflux ratio

$$R = (1.2 \text{ to } 1.5) R_m \text{-----(5)}$$

Choose , $R = 1.35 R_m = 0.64945$

Let , **A = stream 11**

B = stream 10

$$R = \frac{A}{B - A} \text{-----(6)}$$

$$0.64945 = \frac{A}{B - A}$$

$$B = 2.53976 A \text{----- (*)}$$

Overall M.B on Stripper

Stream 8 + stream 11 = stream 7 + stream 10

$$38,259.5268 + A = 37,430.5013 + B$$

$$B - A = 829.07514 \text{ ----- (**)}$$

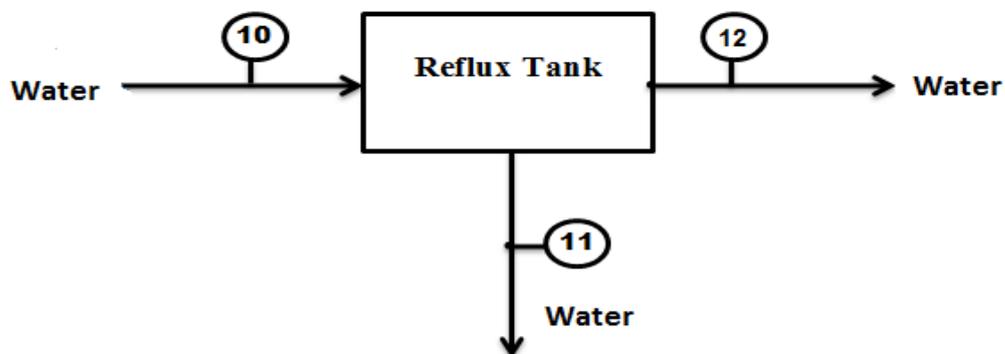
By Solving (*) and (**), we get :

$$A = 538.41216 \text{ kg / hr}$$

$$B = 1,367.43767 \text{ kg / hr}$$

	IN kg / hr		Out kg / hr	
steam no. name of stream	8	11	7	10
Rich TEG	38,259.5268			
Reflux		538.41216		
Lean TEG			37,430.5013	
Steam				1,367.43767
Total	38,797.93896		38,797.93896	

موازنة المادة حول خزان الارجاع (Reflux Tank) ٣- ١-٢



Overall M.B on Reflux Tank

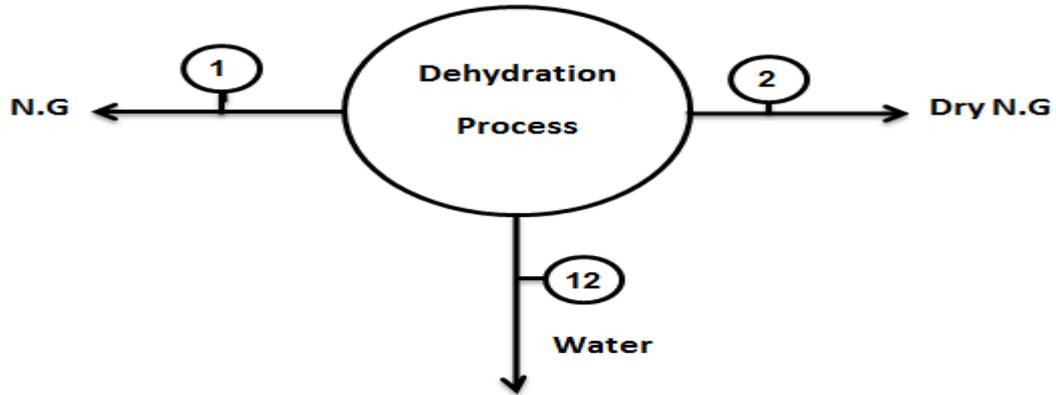
$$\text{Stream 10} = \text{Stream 11} + \text{Stream 12}$$

$$1,367.43767 = 538.41216 + \text{Stream 12}$$

$$\text{Stream 12} = 829.0255 \text{ kg /hr}$$

	IN kg/hr	Out kg/hr	
stream no. name of stream	10	11	12
Water	1,367.43767	-	-
Water	-	538.41216	-
Water	-	-	829.0255
Total	1,367.44	1,367.44	

٢-١-٤ موازنة المادة الكلية حول وحدة التجفيف



Mass in = Mass out

Mass in = 202,271 kg / hr

Mass out = stream 12 + stream 2

Mass out = 829.0255 + 201,441.9745

= 202,271 kg / hr

	IN kg / hr	Out kg / hr	
Stream no. name of stream	1	2	12
N.G	202,271		
Dry N.G		201,441.9745	
Water			829.0255
Total	202,271	202,271	

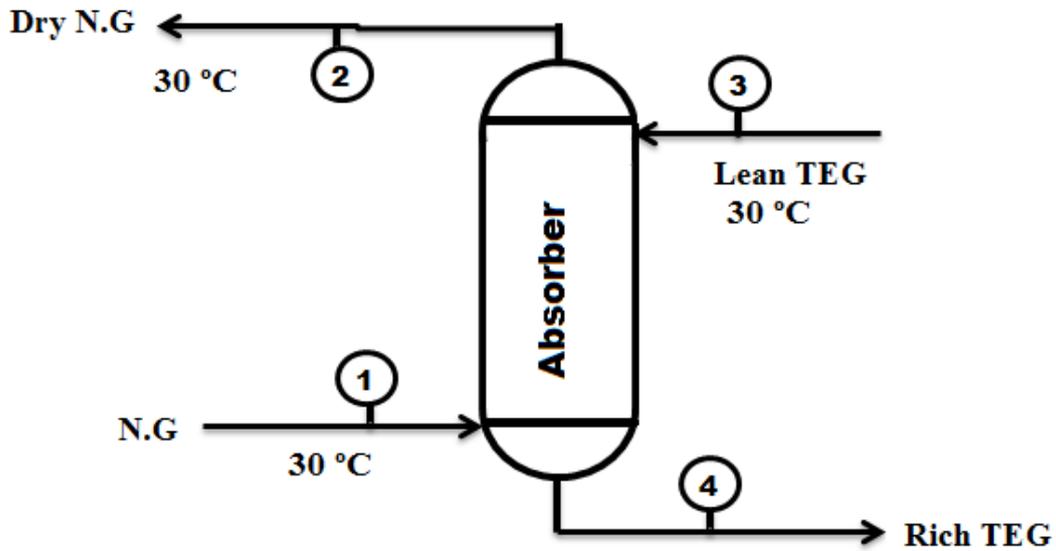
- Taking Reference temp = 0 °C
- The following equation are used for calculating heat capacity (Cp)
- **CH₄** :
$$C_p = 19.251 + 5.212 * 10^{-3} T + 1.197 * 10^{-5} T^2 - 1.131 * 10^{-8} T^3$$
- **C₂H₆** :
$$C_p = 5.409 + 1.781 * 10^{-1} T - 6.937 * 10^{-5} T^2 + 8.712 * 10^{-8} T^3$$
- **C₃H₈** :
$$C_p = - 4.224 + 3.062 * 10^{-1} T - 1.586 * 10^{-4} T^2 + 3.214 * 10^{-8} T^3$$
- i - C₄H₁₀** :
$$C_p = - 1.39 + 3.847 * 10^{-1} T - 1.847 * 10^{-4} T^2 + 2.895 * 10^{-8} T^3$$
- n - C₄H₁₀** :
$$C_p = 9.487 + 3.313 * 10^{-1} T - 1.103 * 10^{-4} T^2 - 2.821 * 10^{-8} T^3$$
- i - C₅H** : and **n - C₅H₁₂** :
$$C_p = -3.626 + 4.873 * 10^{-1} T - 2.58 * 10^{-4} T^2 + 5.304 * 10^{-8} T^3$$
- C₆H₁₄** :
$$C_p = -4.413 + 5.819 * 10^{-1} T - 3.118 * 10^{-4} T^2 + 6.493 * 10^{-8} T^3$$
- C₇H₁₆** :
$$C_p = - 5.146 + 6.761 * 10^{-1} T - 3.65 * 10^{-4} T^2 + 7.657 * 10^{-8} T^3$$
- C₈H₁₈** :
$$C_p = - 6.096 + 7.712 * 10^{-1} T - 4.195 * 10^{-5} T^2 + 8.855 * 10^{-8} T^3$$
- N₂** :
$$C_p = 31.15 - 1.356 * 10^{-2} T + 2.679 * 10^{-5} T^2 - 1.168 * 10^{-8} T^3$$
- H₂O** :
$$C_p = 32.243 + 1.923 * 10^{-3} T + 1.055 * 10^{-5} T^2 - 3.596 * 10^{-8} T^3$$
- TEG** :
$$C_p = 35.697 + 2.483 * 10^{-1} T - 1.497 * 10^{-4} T^2 + 3.01 * 10^{-8} T^3$$

Where :

C_p in J/ mole .°K

T in °K

٢- ٢-٢ موازنة الطاقة على برج الإمتصاص (Absorber)



The temp. of N.G in **stream 1** = 30 °C

The temp. of N.G in **stream 2** = 30 °C

The temp. of N.G in **stream 3** = 30 °C

Component	$C_p \frac{J}{mol \cdot ^\circ K}$, 30 °C	C_p * mole frac.
N ₂	29.17597	0.00875291
C ₁	35.82769	23.6462754
C ₂	53.24686	9.2063821
C ₃	74.887767	8.6457927
i - C ₄	99.0314934	1.138862174
n - C ₄	99.619988	1.99239967
i - C ₅	121.814652	0.7552508
n - C ₅	121.814652	0.5603474

C ₆	145.082885	0.3217755
C ₇	168.332049	0.15149884
C ₈	191.52702	0.0191527
H ₂ O	33.69422	0.1836335
Total		46.68556367

M .wt of N.G = 23.8629

$$C_p \text{ of N.G} = \frac{46.68556367}{23.8629} = 1.9564078 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^\circ K}$$

$$C_p \text{ of Lean TEG at } 30 \text{ } ^\circ C = 98.02542 \frac{J}{mole \text{ } ^\circ K}$$

M .wt of TEG = 150

$$C_p \text{ of Lean TEG} = \frac{98.02542}{150} = 0.653503 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^\circ K}$$

mole fraction of water in Rich TEG is

$$\frac{\frac{829.0255}{18}}{\frac{829.0255}{18} + \frac{37,430.5013}{150}} = 0.155812$$

Mole fraction of TEG in Rich TEG is

$$= 1 - 0.155812 = 0.844188$$

Cp of Rich TEG

$$= 0.155812 * 33.69422 + 0.844188 * 98.02542$$

$$= 88.002 \frac{J}{mole \text{ } ^\circ K}$$

M .wt of Rich TEG is

$$= 0.155812 * 18 + 0.844188 * 150$$

$$= 129.43282$$

$$C_p \text{ of Rich TEG} = \frac{88.002}{129.43282} = 0.679905 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ K}$$

Rate of heat transferred = q

$$q = m C_p \Delta T = m C_p (T - T_{ref}) \text{-----}(7)$$

$$q = m C_p T$$

$$q_1 = 202,271 * 1.9564078 * 30$$

$$q_1 = 1,187,173 \text{ KJ/hr}$$

$$q_2 = 201,441.9745 * 1.9564078 * 30$$

$$q_2 = 1,182.3080 \text{ KJ/hr}$$

$$q_3 = 37,430.5013 * 0.653503 * 30$$

$$q_3 = 733,828 \text{ KJ/hr}$$

$$q_1 + q_3 = q_2 + q_4$$

$$11,871,736 + 733,828 = 11,823,080 + q_4$$

$$q_4 = 782,484 \text{ KJ/hr}$$

$$q_4 = m C_p T_4$$

$$782,484 = 38,259.5288 * 0.679905 * T_4$$

$$T_4 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

	In KJ/hr		Out KJ/hr	
Stream No. Stream name	1	3	2	4
N.G	11,871,736	-	-	-

Lean TEG	-	733,828	-	-
Dry N.G	-	-	11,823,080	-
Rich TEG	-	-	-	782,484
Total	12,605,564		12,605,564	

٢-٢-٣ موازنة الطاقة حول المبادل الحراري (H.E.1)

Cp of Rich TEG in **stream 5** at 165 °C

$$= 0.77253 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ K}$$

Cp of Lean TEG in **stream 6** at 175 °C

$$= 0.79511 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ K}$$

Cp of Lean TEG in **stream 7** at 185 °C

$$= 0.80540 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ K}$$

Cp of Rich TEG in **stream 8** at 172 °C

$$= 0.797145 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ K}$$

$$q_5 = 38,259.5268 * 0.77253 * 165$$

$$q_5 = 4,876,856 \text{ KJ/hr}$$

$$q_6 = 37,430.5013 * 0.79511 * 175$$

$$q_6 = 5,208,239 \text{ KJ/hr}$$

$$q_7 = 37,430.5013 * 0.8054 * 185$$

$$q_7 = 5,577,107 \text{ KJ/hr}$$

$$q_5 + q_7 = q_6 + q_8$$

$$4,876,856 + 5,577,107 = 5,208,239 + q_8$$

$$q_8 = 5,245,724 \text{ KJ/hr}$$

$$5,245,724 = 38,259.5268 * 0.797145 * T_8$$

$$T_8 = 172 \text{ }^\circ\text{C}$$

	In KJ/hr		Out KJ/hr	
Stream No. Stream name	5	7	6	8
Rich TEG	4,876,856	-	-	-
Lean TEG	-	5,577,107	-	-
Lean TEG	-	-	5,208,239	-
Rich TEG	-	-	-	5,245,724
Total	10,453,963		10,453,963	

٢-٢-٤ موازنة الطاقة حول المبادل الحرارى (H.E.2)

$$\begin{aligned} \text{Cp of Rich TEG in stream 9 at } 172 \text{ }^\circ\text{C is} \\ = 0.797145 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp of Lean TEG in stream 10 at } 185 \text{ }^\circ\text{C is} \\ = 0.8054 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp of Lean TEG in stream 11 at } 199 \text{ }^\circ\text{C is} \\ = 0.81806 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp of Rich TEG in stream 12 at } 182 \text{ }^\circ\text{C is} \\ = 0.8275 \end{aligned}$$

$$q_9 = 38,259.5268 * 0.797145 * 172$$

$$q_9 = 5,245,724 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{10} = 37,430.5013 * 0.8054 * 185$$

$$q_{10} = 5,577,107 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{11} = 37,430.5013 * 0.81806 * 199$$

$$q_{11} = 6,093,459 \text{ KJ/hr}$$

$$q_9 + q_{11} = q_{10} + q_{12}$$

$$5,245,724 + 6,093,459 = 5,577,107 + q_{12}$$

$$q_{12} = 5,762,076 \text{ KJ/hr}$$

$$5,762,076 = 38,259.5268 * 0.8275 * T_{12}$$

$$T_{12} = 182 \text{ }^\circ\text{C}$$

Stream No. Stream name	In KJ/hr		Out KJ/hr	
	9	11	10	12
Rich TEG	5,245,724	-	-	-
Lean TEG	-	6093459	-	-
Lean TEG	-	-	5,577,107	-
Rich TEG	-	-	-	5,762,076
Total	11,339,183		11,339,183	

٥- ٢-٢ موازنة الطاقة على برج الانتزاع (stripper)

$$q_{13} = 5,762,076 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{14} = 6,093,459 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{16} = 538.41216 * 4.2 * 60 = 135,680 \text{ KJ/hr}$$

$$\Delta H_f \text{ steam at } 120 \text{ }^\circ\text{C} = 2,718.5 \text{ KJ/Kg}$$

$$q_{17} = 1,367.43767 * 2,718.5 = 3,717,379 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{13} + q_{16} + q_{15} = q_{14} + q_{17}$$

$$5,762,076 + 135,680 + q_{15} = 6,093,459 + 3,717,379$$

$$q_{15} = 3,913,082 \text{ KJ/hr}$$

$$\Delta H_f \text{ steam at } 250 \text{ }^\circ\text{C} = 3,000 \text{ KJ/Kg}$$

Mass rate of steam used in boiler is

$$= 3,913,082 / 3,000 = 1,304 \text{ Kg/hr}$$

	In KJ/hr			Out KJ/hr	
Stream No. Stream name	13	15	16	14	17
Rich TEG	5,762,076	-	-	-	-
Steam	-	3,913,082	-	-	-
Water	-	-	135,680	-	-
Lean TEG	-	-	-	6,093,459	-
Steam	-	-	-	-	3,717,379
Total	9,810,838			9,810,838	

٦- ٢-٢ موازنة الطاقة حول المكثف (C-3)

$$q_{18} = 3,717,379 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{21} = 1,367.43767 * 4.2 * 100 = 574,324 \text{ KJ/hr}$$

$$\text{Rate of heat transfer to water} = q_{18} - q_{21}$$

$$= 3,717,379 - 574,324 = 3,143,055 \text{ KJ/hr}$$

$$3,143,055 = m * 4.2 * (60 - 20)$$

$$m = 18,708.66 \text{ Kg/hr}$$

$$q_{19} = 18,708.66 * 4.2 * 20 = 1,571,527 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{20} = 18,708.66 * 4.2 * 60 = 4,714,582 \text{ KJ/hr}$$

	In KJ/hr		Out KJ/hr	
Stream No. Stream name	18	19	20	21
Steam	3,717,379		-	-
Water	-	1,571,527	-	-
Water	-	-	4,714,582	-
Water	-	-	-	574,324
Total	5,288,906		5,288,906	

٧- ٢-٢ موازنة الطاقة حول المكثف (C- 4)

$$q_{22} = 574,324 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{25} = 1,367.43767 * 4.2 * 60 = 344,594 \text{ KJ/hr}$$

Rate of heat transferred to cold water is

$$q_{22} - q_{25} = 229,730 \text{ KJ/hr}$$

$$229,730 = m * 4.2 * (46 - 20)$$

$$m = 2,103.754 \text{ Kg/hr}$$

$$q_{23} = 2,103.754 * 4.2 * 20 = 176,715 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{24} = 2,103.754 * 4.2 * 46 = 406,445 \text{ KJ/hr}$$

Stream No. stream name	In KJ/hr		Out KJ/hr	
	22	23	24	25
Water	574,324	-	-	-
Water	-	176,715	-	-
Water	-	-	406,445	-
Water	-	-	-	344,594
Total	751,039		751,039	

٨ - ٢-٢ موازنة الطاقة حول خزان الراجع (Reflux Tank)

$$q_{26} = 344,594 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{27} = 135,680 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{26} = q_{27} + q_{28}$$

$$344,594 = 135,680 + q_{28}$$

$$q_{28} = 208,914 \text{ KJ/hr}$$

$$208,914 = 829.02255 * 4.2 * T_{28}$$

$$T_{28} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

Stream No. Stream name	In KJ/hr	Out KJ/hr	
	26	27	28
Water	344,594	-	-
Water	-	135,680	-
Water	-	-	208,914
Total	344,594	344,594	

٩-٢-٢ موازنة الطاقة حول المسخن (Heater)

$$q_{29} = 782,484 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{32} = 38,259.5268 * 0.77253 * 165$$

$$q_{32} = 4,876,856 \text{ KJ/hr}$$

$$\Delta H \text{ of steam at } 500 \text{ }^\circ\text{C} = 3,609 \text{ KJ/Kg}$$

$$\Delta H \text{ of steam at } 200 \text{ }^\circ\text{C} = 3,049.5 \text{ KJ/Kg}$$

Heat transfer to Rich TEG is

$$= 3,609 - 3,049.5 = 559.5 \text{ KJ/Kg}$$

$$4,876,856 - 782,484 = m * 559.5$$

$$m = 7,318 \text{ Kg/hr}$$

$$q_{30} = 7,318 * 3,609 = 26,410,346 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{31} = 7,318 * 3,049.5 = 22,315,974 \text{ KJ/hr}$$

Stream No. Stream name	In KJ/hr		Out KJ/hr	
	29	30	31	32
Rich TEG	782,484	-	-	-
Steam	-	26,410,346	-	-
Steam	-	-	22,315,974	-
Rich TEG	-	-	-	4,876,856
Total	27,192,830		27,192,830	

٢-٢-١٠ موازنة الطاقة حول المكثف (C-2)

$$q_{33} = 5208239 \text{ KJ/hr}$$

$$\text{Cp of Lean TEG at } 60 \text{ }^\circ\text{C} = 0.68595 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{K}$$

$$q_{35} = 37,430.5013 * 0.68595 * 60$$

$$q_{35} = 1,540,527 \text{ KJ/hr}$$

$$5,208,239 - 1,540,527 = m * 4.2 * (50 - 25)$$

$$m = 72,747 \text{ Kg/hr}$$

$$q_{34} = 3,400,697 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{36} = 7,068,409 \text{ KJ/hr}$$

	In KJ/hr		Out KJ/hr	
Stream No. Stream name	33	34	35	36
Lean TEG	5,208,239	-	-	-
Water	-	3,400,697	-	-
Lean TEG	-	-	1,540,527	-
Water	-	-	-	7,068,409
Total	8,608,930		8,608,930	

٢-١١ موازنة الطاقة حول المكثف (C-1)

$$q_{37} = 1,540,527 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{39} = 733,828 \text{ KJ/hr}$$

$$1,540,527 - 733,828 = m * 4.2 * (25 - 10)$$

$$m = 28,700 \text{ Kg/hr}$$

$$q_{38} = 534,946 \text{ KJ/hr}$$

$$q_{40} = 1,341,645 \text{ KJ/hr}$$

	In KJ/hr		Out KJ/hr	
Stream No. Stream name	37	38	39	40
Lean TEG	1,540,527	-	-	-
Water	-	534,946	-	-
Lean TEG	-	-	733,828	-
Water	-	-	-	1,341,645
Total	2,075,473		2,075,473	

٢-٢-١ موازنة الطاقة الكلية

$$\text{Energy in} = \text{Energy out}$$

$$\begin{aligned}\text{Energy in} &= q_1 + q_{15} + q_{19} + q_{23} + q_{30} + q_{34} + q_{38} \\ &= 11,871,736 + 3,913,082 + 1,571,527 + 176,715 + 26,410,346 + \\ &\quad 3,400,697 + 534,946\end{aligned}$$

$$\text{Energy in} = 47,879,049 \text{ KJ/hr}$$

$$\begin{aligned}\text{Energy out} &= q_2 + q_{20} + q_{24} + q_{28} + q_{31} + q_{36} + q_{40} \\ &= 11,823,080 + 4,714,582 + 406,445 + 208,914 + 22,315,974 + \\ &\quad 7,068,409 + 1,341,645\end{aligned}$$

$$\text{Energy out} = 47,879,049 \text{ KJ/hr}$$

٣-١ تصميم برج الامتصاص

٣-١-١ برج الامتصاص:

وهو عبارة عن عمود اسطواني الشكل تحدث ف داخله عملية انتقال مادة بين الغاز والسائل حيث يمر السائل من الاعلى بينما يمر الغاز من الاسفل ونتيجة لا اختلاف الكثافة بين كل من السائل والغاز فان لسائل سوف ينزل نحو الاسفل بينما يصعد الغاز نحو الاعلى وعند ذلك تحدث عملية التماس بين كل من السائل والغاز فيحصل انتقال مادة بينهما .

تقسم ابراج الامتصاص الى نوعين :

اولاً: اعمدة الصواني :

تحتوي هذه الاعمدة بداخلها على عدد من الصواني يعتمد عددها وتصميمها على مقدار الغاز الذي يمكن ان يمتصه المذيب بعملية الامتصاص اي ان عملية الامتصاص خلال اعمدة الصواني تجري على مراحل . عند التشغيل الاعتيادي للصينية يمر الغاز خلال الثقوب الى

السائل المتجمع فوق الصينية وينتشر أما بشكل مباشر او خلال وسائل التماس في السائل لتكوين مزيج رغوي ومضطرب . عند مرور الرغوة عند الصينية تتكون مساحة بينية كافية لاتمام عملية انتقال المادة بين البخار والسائل . تمتاز اعمدة الصواني بما يلي :

٢- للعمليات التي تحتاج الى ازالة الحرارة منها يمكن استعمال ملفات التبريد على الصينية لانجاز هذه المهمة التي قد تكون عملية مستحيلة في الاعمدة المحشوة.

٣- اذا كانت هنالك حاجة للتنظيف الدوري فمن الاسهل تجهيز الاعمدة ذات الصواني بفتحات صيانة للفحص و التنظيف الداخلي اما الاعمدة المحشوة فمن الضروري ازالة الحشوة كلياً من العمود لاتمام عملية التنظيف .

ثانياً : الاعمدة المحشوة :

تحتوي الاعمدة المحشوة بداخلها على حشوات تهئى لتمام مستمر بين الطورين الغاز والسائل . ان وجود الحشوات في برج الامتصاص يساعد على زيادة المساحة السطحية للتمام بين المذيب والغاز كما انها تعمل على توفير اطول فترة زمنية ممكنة لحدوث الانتقال . تمتاز الاعمدة المحشوة بما يلي :

١- تقلل من الارغاء الذي يتكون أصلاً بفعل التفقيع لمرور الغاز خلال السائل والسبب في ذلك يعود الى كون التماس يكون بين الغاز والغشاء السائل الذي يجري فوق الحشوات .

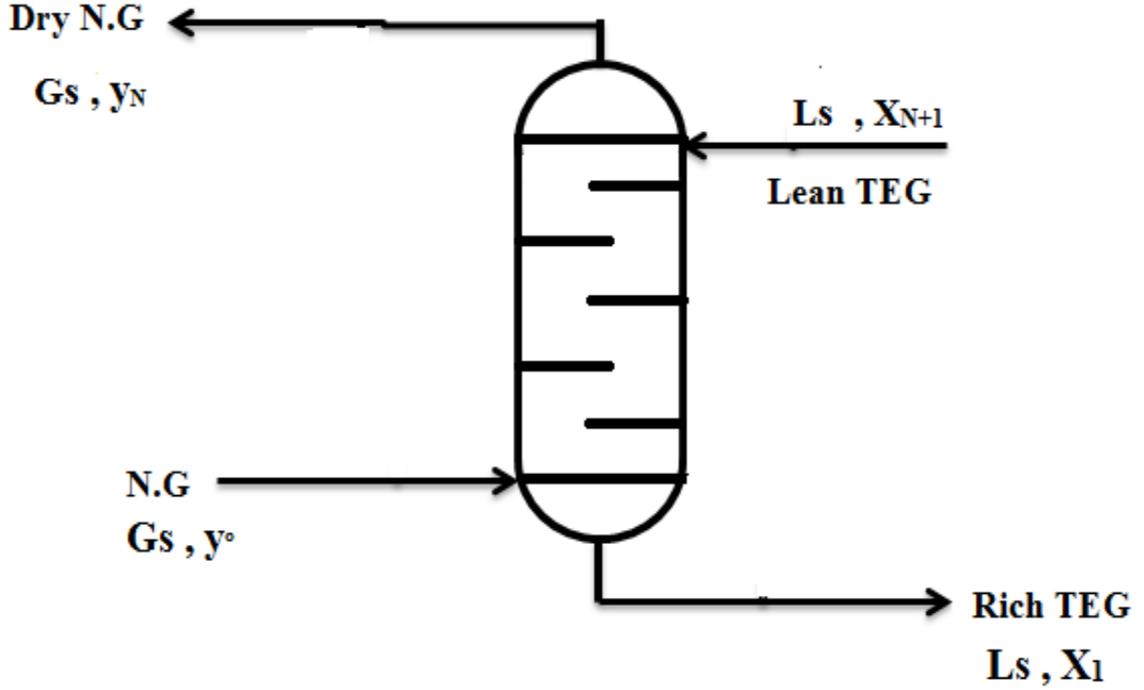
٢- تستخدم الاعمدة المحشوة في الانظمة الاكالة وذلك لكون ان مادة صنع اكثر الحشوات من السيراميك لذا فانه من الأفضل اقتصادياً استعمال الاعمدة المحشوة للانظمة التي فيها تاكل من استعمال معادن مقاومة للتاكل في صنع الصواني .

ان واحداً من العناصر المهمة التي تؤخذ بنظر الاعتبار عند اختيار نوع العمود هو قطر العمود ففي الانظمة التي يقل فيها قطر العمود عن (0.9m) يفضل استعمال الحشوات لاتها تستلزم تصنيع ومواد اقل مما لو استعملت ابراج لوحية مكافئة نتيجة للكلفة التصنيعية العالية للصواني الصغيرة اما الابراج التي يزيد قطرها على (0.9m) فيفضل استخدام الاعمدة ذات الصواني وذلك لانه عند استخدام الاعمدة المحشوة سوف تظهر فيها مشكلة توزيع السائل بالاضافة الى الحجم الكبير للحشوات .

٣- ١- ٢ اختيار نوع العمود :

من خلال مما سبق سيقع الاختيار على الاعمدة ذات الصواني و ذلك لكون ان كمية الغاز المراد تجفيفها كبيرة (اي ان القطر سيكون اكبر من 0.9) ونوع الصينية المستخدمة هو ذات المناخل الجزيئية (Molecular Sieve Tray) وكما موضح في الشكل (3-1) .

٣-١-٣ حساب عدد الصواني الطبيعي



$$Y_A = \frac{P_A^\circ}{P_T} X_A \quad (9) \text{-----}(8)$$

y_A = mole ratio of water in gas phase

X_A = mole ratio of water in liquid phase

P_A° = vapor pressure of water in absorber

P_T = Total pressure in absorber

Antoine equation for water is :- (8)

$$\ln P_A^\circ = 18.3036 - \frac{3816.44}{T-46.13}$$

So, vapor pressure of water at 30°C = 0.0413 atm

Total pressure in absorber = 54 atm

$$Y_A = \frac{0.0413}{54} X_A$$

$$Y_A = 0.000765 X_A$$

G_s = mole flow rate of inert in gas phase

$$\text{mole flow rate of N.G} = \frac{202271}{23.8629} = 8,476.4 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$\text{mole flow rate of water in N.G} = \frac{829.3}{18} = 46.1 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$G_s = 8476.4 - 46.1 = 8430.3 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

L_s = mole flow rate of inert in liquid phase

$$L_s = \frac{37430.5013}{150} = 249.54 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$\phi = \frac{m G_s}{L_s} \quad (9) \text{-----}(9)$$

$$Y_A = m X_A \text{-----} (10)$$

$$Y_A = 0.000765 X_A$$

$$\text{So, } m = 0.000765$$

$$\phi = \frac{0.000765 * 8430.3}{249.54} = 0.025844$$

$$N = \frac{\ln\left(\frac{Y_N - C_i}{C_2}\right)}{\ln \phi} \quad (9) \text{-----} (11)$$

N = Theoretical number of traies

Y_N = mole ratio of water leave stage N

$$Y_N = \frac{\text{mole rate of water leave stage } N}{\text{mole rate of inert}} \text{-----} (12)$$

mole rate of water leave tray N is

$$= \frac{0.275}{18} = 0.01528 \frac{Kmol}{hr}$$

$$Y_N = \frac{0.01528}{8430.3} = 1.81 * 10^{-6}$$

$$C_2 = \frac{Y_o - m X_1}{1 - \phi} \quad (9) \text{ ----- (13)}$$

$$C_1 = Y_o - C_2 \quad (9) \text{ ----- (14)}$$

mole rate of water enter the absorber is

$$\frac{829.3}{18} = 46.1 \frac{Kmol}{hr}$$

$$Y_o = \frac{\text{mole rate of water enter absorber}}{\text{mole rate of inert}} \text{ ----- (15)}$$

$$Y_o = \frac{46.1}{8430.3} = 5.4684 * 10^{-3}$$

mole rate of water leave absorber with TEG is

$$= \frac{829.0255}{18} = 46.06 \text{ Kmole/hr}$$

$$X_1 = \frac{46.06}{249.54} = 0.1846$$

$$C_2 = \frac{5.4684 * 10^{-3} - 0.000765 * 0.1846}{1 - 0.025844}$$

$$C_2 = 5.46851 * 10^{-3}$$

$$C_1 = 5.4684 * 10^{-3} - 5.46851 * 10^{-3} = - 1.1 * 10^{-7}$$

$$N = \frac{\ln \frac{1.81 * 10^{-6} - (-1.1 * 10^{-7})}{5.46851 * 10^{-3}}}{\ln 0.025844}$$

$$N = 2.176$$

$$E_o = 51 - 32.5 \log (\mu_a \alpha_a) \quad (8) \text{ ----- (16)}$$

E_o = overall column efficiency

$$E_o = \frac{\text{number of Thiooretical plates}}{\text{number of Actual plates}}$$

μ_a = molar liquid average viscosity

α_a = Average relative volatility of the light key component

For water: (8)

$$\text{Log } \mu = 658.25 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{283.16} \right) \text{ ----- (17 . a)}$$

For TEG: (8)

$$\text{Log } \mu = 1,365 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{402.41} \right) \text{ ----- (17 . b)}$$

Where :

μ in m N.s/m²

T in °K

So, viscosity of H₂O at 30 °C = 0.7043 * 10⁻³ pa .s

Viscosity of TEG at 30 °C = 12.9684 * 10⁻³ pa .s

Viscosity of Top of column = 0.0129684 pa .s = μ_t

Viscosity of bottom of column = μ_b

$$\frac{1}{\mu_b} = \frac{w_1}{\mu_1} + \frac{w_2}{\mu_2} \text{ (8) ----- (18)}$$

w_1, w_2 = mass fraction of TEG and water respectively

μ_1, μ_2 = viscosity of TEG and water respectively .

$$\frac{1}{\mu_b} = \frac{0.97833}{12.9684 * 10^{-3}} + \frac{0.02167}{0.7043 * 10^{-3}}$$

$$\mu_b = 0.00942 \text{ pa.s}$$

$$\mu_a = \frac{\mu_t + \mu_b}{2} \text{ -----(19)}$$

$$= \frac{0.0129684 + 0.00942}{2}$$

$$\mu_a = 0.0111942 \text{ pa.s}$$

$$\text{Vapor pressure of water at } 30^\circ\text{C} = P_A^\circ = 31.4 \text{ mmHg}$$

$$\text{Vapor pressure of TEG at } 30^\circ\text{C} = P_B^\circ = 0.1885 \text{ mmHg}$$

$$\alpha_a = \frac{P_A^\circ}{P_B^\circ} \text{ -----(20)}$$

$$= \frac{31.4}{0.1885} = 166.6$$

$$E_o = 51 - 32.5 * \log (166.6 * 0.0111942)$$

$$E_o = 42.2033\%$$

$$\text{Actual No. of plates} = \frac{2.176}{0.422033} = 5.1560$$

$$N_{\text{actual}} = 6 \text{ plates}$$

٣-١-٤ المسافة بين صينية و أخرى

للاعمدة التي يزيد قطرها عن (٠,٩ م) تكون المسافة بين صينية و أخرى ضمن المدى (٠,٣ -

٠,٦ م) وعادة ما يستخدم مسافة بين صينية و أخرى تساوي (٠,٥ م) ^(٨)

لذا سنختار مسافة بين صينية و أخرى (٠,٥ م)

٣-١-٥ تصميم الصينية

٣-١-٥-١ حساب قطر العمود

$$\text{N.G mass flow rate} = m_v = 202,271 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{Volumetric flow rate of N.G} = Q_v = \frac{m_v}{\rho_v} \text{-----(21. a)}$$

$$Q_v = \frac{202,271}{51.8172} = 3,903.55 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{mass flow rate of TEG} = m_L = 37,430.5013 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$Q_L = \frac{m_L}{\rho_L} \text{-----(21. b)}$$

$$= \frac{37,430.5013}{1105.5} = 33.8584 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

F_{Lv} = The liquid – vapor flow factor

$$F_{Lv} = \frac{Q_L}{Q_v} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0.5} \text{-----(22)}$$

$$F_{Lv} = \frac{33.8584}{3,903.55} \left(\frac{51.8172}{1105.5} \right)^{0.5}$$

$$F_{Lv} = 1.87786 * 10^{-3}$$

$$\text{Vapor spacing } (C_{sb})_{\alpha=20 * 10^{-3}} = 0.095 \quad (12)$$

At 30 °C , surface tension = 51 * 10⁻³ N/m

$$C_{sb} = (C_{sb})_{\alpha=20 * 10^{-3}} * \left(\frac{\sigma}{20 * 10^{-3}} \right)^{0.2} \quad (8) \text{-----(23)}$$

$$C_{sb} = 0.095 * \left(\frac{51 * 10^{-3}}{20 * 10^{-3}} \right)^{0.2} = 0.11456$$

U_{nf} = Flooding vapor velocity

$$U_{nf} = C_{sb} \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5} \quad (12) \text{-----(24)}$$

$$U_{nf} = 0.11456 * \left(\frac{1,105.5 - 51.8172}{51.8172} \right)^{0.5}$$

$$U_{nf} = 0.5166$$

Design for 85 percent flooding at maximum flow rate (8)

$$F^* = 0.85$$

$$U_n^* = F^* * U_{nf} \text{ -----(25)}$$

U_n^* = actual velocity

$$U_n^* = 0.85 * 0.5166 = 0.4391 \text{ m/sec}$$

Taking down comer area as 12 percent of total column cross section

area (8)

$$A_d = 0.12 A_t$$

A_n = Net Area

$$A_n = A_t - A_d = A_t - 0.12 A_t$$

$$A_n = 0.88 A_t$$

$$A_n = \frac{Q_v}{U_n^*} = \frac{Q_v}{0.88 U_t^*} \text{ (8, 12) -----(26 . a)}$$

$$A_t = \frac{Q_v}{0.88 U_n^*} \text{ -----(26 . b)}$$

$$Q_v = 3903.55 \text{ m}^3/\text{hr} = 1.08432 \text{ m}^3/\text{sec}$$

$$A_t = \frac{1.08432}{0.88 * 0.4391} = 2.8062 \text{ m}^2$$

$$A_t = \frac{\pi}{4} D_t^2$$

$$2.8062 = \frac{\pi D_t^2}{4}$$

$$D_t = 1.89 \text{ m}$$

نوع الصينية المستخدمة: ٢-٥-١٣

There are three types of traies :- (12)

1- reverse flow trays :

Used when liquid flow rate is (0 – 0.003 m³/sec)

2- Cross flow trays :

Used when liquid flow rate is above (0.003 - 0.03 m³/sec)

3- double pass trays :

Used when liquid flow rate is above 0.03 m³/sec

Liquid flow rate = 0.00941 m³/sec

So, Reverse flow trays are used

جدولة مساحات البرج ٣-٥-١-٣^(٨)

- Tower Area = $A_t = 2.8062 \text{ m}^2$

- Down Comer Area = $A_d = 0.12 A_t$
 $= 0.336744 \text{ m}^2$

- Net Area = $A_n = 0.88 A_t$
 $= 2.469456 \text{ m}^2$

- Active Area = $A_t - 2 A_d$
 $= 2.132712 \text{ m}^2$

- Select holes Area 10% of total tower area ⁽⁸⁾

Hole Area = $A_h = 0.1 A_t = 0.28062 \text{ m}^2$

From fig. (3 - 7)

Weir length is 77% of Diameter, L_w

$$L_w = 0.77 D_t$$

$$L_w = 1.4553 \text{ m}$$

Take weir height = 50 mm ⁽⁸⁾

Take Hole diameter = 5 mm ⁽⁸⁾

Take plate thickness = 5 mm ⁽⁸⁾

٤ - ٥ - ١ - ٣ حساب سحب السائل مع البخار:

From fig. (3 - 4)

Fractional Entrainment, $\psi = 0.05$

Total Entrainment is e

$$e = \psi \frac{m_L}{1 - \psi} \text{ (12) -----(27)}$$

$$e = 0.05 * \frac{37430.5013}{1 - 0.05} = 1970 \frac{Kg}{hr}$$

$$e = 0.55 \frac{Kg}{hr}$$

٥ - ٥ - ١ - ٣ حساب هبوط الضغط:

١ - ٥ - ٥ - ١ - ٣ هبوط ضغط الصينية الجافة

Maximum vapor velocity through holes

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{1.08432}{0.28062} = 3.864 \text{ m/sec}$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} = \frac{0.28062}{2.132712} = 0.1316$$

From fig. (3- 8)

Orifice Coefficient (C_o) = 0.767

$$\Delta P_{dry} = 5.08 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) U_h^2 \left(\frac{1}{C_o} \right)^2 \text{ -----(28)}$$

$$\Delta P_{dry} = 5.08 * \left(\frac{51.8172}{1105.5} \right) * 3.864^2 * \left(\frac{1}{0.767} \right)^2$$

$$\Delta P_{dry} = 6.044 \text{ Cm}$$

٢ - ٥ - ٥ - ١ - ٣ هبوط الضغط لكتلة السائل الممزوج بالبخار ha

$$F_{va} = \left(\frac{Q_v}{A_a} \right) \rho_v^{0.5} \text{ (12) -----(29)}$$

$$F_{va} = \frac{1.08432}{2.132712} * 51.8172^{0.5}$$

$$F_{va} = 3.66$$

From fig. (3 – 5)

$$\text{Aeration factor} = Q_f = 0.6$$

$$L_w = 1.4553 \text{ m}$$

h_{ow} = weir crest of water

$$h_{ow} = 66.6 \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{0.67} \quad (8) \text{-----}(30)$$

$$h_{ow} = 6.66 \left(\frac{9.4051 * 10^{-3}}{1.4553} \right)^{0.67}$$

$$h_{ow} = 2.272 \text{ Cm}$$

h_w = weir height

$$h_w = 50 \text{ mm} = 5 \text{ Cm}$$

$$h_a = Q_p (h_w + h_{ow}) \text{-----}(31)$$

$$h_a = 0.6 * (5 + 2.272)$$

$$h_a = 4.3632 \text{ Cm}$$

٣ - ٥ - ٥ - ١ - ٣ هبوط الضغط الكلى للصينية

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{dry} + h_a \quad (12) \text{-----}(32)$$

$$= 6.044 + 4.3632$$

$$= 10.4072 \text{ Cm H}_2\text{O/ tray}$$

Acceptable value of ΔP_{total}

١-٣ - ٥ - ٦ تعيين نقطة التدمع

$$h_{\sigma} = 4.14 * 10^4 \frac{\sigma}{\rho_L dh} \quad (12) \quad \text{-----} \quad (33)$$

$$h_{\sigma} = \text{in Cm}$$

$$\sigma = \text{in N/m}$$

$$dh = \text{in mm}$$

$$h_{\sigma} = 4.14 * 10^4 * \frac{0.058}{1105.5 * 5}$$

$$h_{\sigma} = 0.4344 \text{ Cm}$$

$$\Delta P_{dry} + h_{\sigma} = 6.044 + 0.4344$$

$$= 6.4784 \text{ Cm}$$

The operation above the relevant line in **fig. (3 – 9)** there for weeping is not forming a problem.

١-٣ - ٥ - ٧ حساب زمن البقاء فى المجرى النازل :

Down comer velocity based on liquid = V_d

$$V_d = \frac{m_L}{3,600 A_d \rho_L} \quad (12) \quad \text{-----} \quad (34)$$

$$V_d = \frac{37,430.5013}{3,600 * 0.336744 * 1105.5} = 0.028 \text{ m/sec}$$

$$\text{Residence time} = \frac{\text{Tray spacing}}{V_d}$$

$$= \frac{0.5}{0.028} = 17.86 \text{ sec}$$

The residence time (17.86 sec) is more than the lowest value of (3 sec),
so, the time is acceptable

١-٣ - ٥ - ٨ حساب إنحدار السائل :

١-٣ - ٥ - ٨ - ١ حساب ارتفاع زبد الرغوة على الصينية :

$$h_f = \frac{h_a}{2 Q_p^{-1}} \quad (12) \quad \text{-----} \quad (35)$$

$$h_f = \frac{4.3632}{2*0.6^{-1}} = 21.816 \text{ Cm}$$

١-٣ - ٥ - ٨ - ٢ حساب نصف القطر الهيدروليكي للكتلة الممزوجة بالبخار Rh:

$$D_f = \frac{L_w + D_t}{2} \quad (12) \quad \text{-----} \quad (36)$$

$$D_f = \frac{1.4553 + 1.89}{2} = 1.67265 \text{ m}$$

$$R_h = \frac{h_f D_f}{2 h_f + 12 D_f} \quad (12) \quad \text{-----} \quad (37)$$

$$R_h = \frac{21.816 * 1.67265}{2 * 21.816 + 12 * 1.67265}$$

$$R_h = 0.57252 \text{ m}$$

١-٣ - ٥ - ٨ - ٣ حساب سرعة الكتلة الممزوجة بالبخار Uf:

$$U_f = 100 \frac{Q_L}{h_f \phi D_f} \quad (12) \quad \text{-----} \quad (38)$$

From fig (3-5)

$$\phi = 0.2$$

$$U_f = \frac{100 * 9.4051 * 10^{-3}}{21.816 * 0.2 * 1.67265}$$

$$U_f = 0.12887 \text{ m/sec}$$

٣ - ١ - ٥ - ٨ - ٤ حساب معامل رينولدز R_{eh} :

$$R_{eh} = \frac{R_h U_f \rho_L}{\mu_L} \quad (12) \quad \text{-----} \quad (39)$$

$$R_{eh} = \frac{0.56282 * 0.12887 * 1105.5}{0.0120142} = 6793$$

٣ - ١ - ٥ - ٨ - ٥ حساب معامل الإحتكاك:

From fig (3– 6)

$$f = \text{friction factor} = 0.4$$

٣ - ١ - ٥ - ٨ - ٦ حساب التدرج ∇ :

$$\nabla = 100 \frac{f U_f^2 L_f}{R_h g} \quad (12) \quad \text{-----} \quad (40)$$

$$\nabla = 100 \frac{0.4 * 0.12887^2 * 1.4553}{0.0178 * 9.81}$$

$$\nabla = 5.5 \text{ Cm}$$

٣ - ١ - ٥ - ٨ - ٧ حساب هبوط الضغط في المجرى النازل h_{da} :

Assume clearance 40 mm, the distance between the end of down comer
and tray

$$A_{da} = L_f * \text{clearance}$$

$$A_{da} = 0.04 * 1.4553 = 0.058212 \text{ m}^2$$

$$h_{da} = 16.5 \left(\frac{Q_L}{A_{da}} \right)^2 \quad \text{-----} \quad (41)$$

$$h_{da} = 16.5 * \left(\frac{9.4051 * 10^{-3}}{0.058212} \right)^2$$

$$h_{da} = 0.431 \text{ Cm}$$

٣-١-٩ حساب ارتفاع الكتلة الممزوجة بالبخر في المجرى النازل h_{dc} :

$$h_{dc} = \Delta P_T + h_w + h_{ow} + \nabla + h_{da} \quad (12) \text{ ----- (42)}$$

$$h_{dc} = 10.4072 + 5 + 2.272 + 5.5 + 0.431$$

$$h_{dc} = 23.6 \text{ Cm}$$

This height is less than half the distance between two plates , So, the selection of tray spacing is acceptable

٣-١-٦ حساب عدد الفتحات :

$$\begin{aligned} \text{Area of one hole} &= \frac{\pi}{4} d_h^2 = \frac{\pi}{4} (0.005)^2 \\ &= 1.964 * 10^{-5} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. of holes} &= \frac{A_h}{\text{Area of one hole}} \\ &= \frac{0.28062}{1.964 * 10^{-5}} = 14,288 \text{ hole} \end{aligned}$$

٣-١-٧ التصميم الميكانيكى :

٣-١-٧-١ حساب سمك العمود e_s :

$$e_s = \frac{P D_t}{2 J f - P} + C \quad (8) \text{ ----- (43)}$$

f = Design stress , Mpa

$$f = 135 \text{ Mpa} = 135 * 10^6 \text{ N/m}^2 \text{ at } 30^\circ\text{C} \quad (8)$$

J = Joint factor

$J = 0.7$ for double welded butt of non-radiography

$$\text{Design pressure} = 1.1 * 54 = 59.4 \text{ atm}$$

$$= 81 * 10^5 \text{ N/m}^2$$

C = Corrosion allowance

$$= 0.002 \text{ m} \quad (8)$$

$$e_s = \frac{59.4 * 10^5 * 1.89}{2 * 0.7 * 135 * 10^6 - 59.4 * 10^5} + 0.002$$

$$e_s = 0.0633 \text{ m}$$

٣ - ١ - ٧ - ٢ تحديد نوع وسمك الغطاء e_c

Select tori spherical heads (Dished Heads)

$$e_c = \frac{P R_c C_c}{2 J f + P (C_s - 0.2)} \quad (8) \quad \text{-----(44)}$$

C_s = stress concentration factor

$$C_s = 0.25 (3 + (R_c / R_k)^{0.5}) \quad (8) \quad \text{-----(45)}$$

$\frac{R_c}{R_k}$ should be more than 0.06 to avoid buckling (8)

$$\text{Select } \frac{R_c}{R_k} = 0.0625$$

R_c = should be less than Column diameter (1.89 m) (8)

$$\text{Select } R_c = 1.5 \text{ m}$$

$$\text{So, } C_s = 1.75$$

$$e_c = \frac{59.4 * 10^5 * 1.5 * 1.75}{2 * 0.7 * 135 * 10^6 + 59.4 * 10^5 * (1.75 - 0.2)}$$

$$e_c = 0.0787$$

٣ - ١ - ٧ - ٣ مساند العمود :

٣ - ١ - ٧ - ٣ - ١ وزن العمود w:

For carbon steel :-

$$W = 240 C_v D_m (H_v + 0.8 D_m) e_s \quad (8) \quad \text{-----} \quad (46)$$

$$C_v = 1.15 \text{ for absorber Column}$$

D_m = mean diameter of Column

$$D_m = D_t + e_s * 10^{-3}$$

$$D_m = 1.89 + 63.3 * 10^{-3} = 1.9533 \text{ m}$$

H_v = Height or length between tangent lines (the length of Cylindrical section) , m

$$H_v = 3.5 \text{ m}$$

$$W = 240 * 1.15 * 1.9533 * (3.5 + 0.8 * 1.9533) * 86.63$$

$$W = 236.4 \text{ KN}$$

٣ - ١ - ٧ - ٣ - ٢ وزن الصواني :

Contacting plates, carbon steel, including typical liquid loading $1.2 \frac{KN}{m^2}$
plate area

$$\text{Plate area} = \frac{\pi}{4} * 1.89^2 = 2.80552 \text{ m}^2$$

$$\text{Weight of plates} = 6 * (1.2 * 2.80552)$$

$$= 20.1997414 \text{ KN}$$

٣ - ١ - ٧ - ٣ - ٣ وزن العمود الكلي :

Total weight of column = $W + w_t$ of plates

$$= 236.4 + 20.199744$$

$$= 256.599744 \text{ KN}$$

$$\cong 256,600 \text{ N}$$

٣ - ١ - ٧ - ٣ - ٤ نوع المسند:

Select Bracket support of single Gusset plate

$$F_{BS} = 60 L_C t_C \quad (8) \text{ -----(47)}$$

F_{BS} = Max. design load per bracket (N)

L_C = characteristic dimension or bracket depth (mm)

t_C = thickness of plate mm

$$F_{BS} = 256,600 \text{ N}$$

$$t_C = 5 \text{ mm}$$

$$256600 = L_C * 5$$

$$L_C = 51320 \text{ mm}$$

٣ - ١ - ٨ - ١ - ٨ الاسس:

Select 4 legs with circular cross section (0.1 m) and 2 m length

$$\text{Volume of one leg} = \frac{\pi}{4} * 0.1^2 * 2 = 0.015708 \text{ m}^3$$

$$\rho = 8100 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Weight of legs} = 4 * (8100 * 0.015708)$$

$$= 509 \text{ Kg}$$

$$\text{Weight of Column} = \frac{F_{BS}}{9.81}$$

$$= \frac{256600}{9.81} = 26157 \text{ Kg}$$

$$\text{Total weight} = 26,157 + 509 = 26,666 \text{ Kg}$$

Select sand, hard clay foundation (4 – 10 $\frac{\text{ton}}{\text{ft}^2}$)

Select 7 $\frac{\text{ton}}{\text{ft}^2}$

$$\text{Foundation} = \frac{\sum wt}{Area} \quad (8) \quad \text{-----(48)}$$

$$7 * 10^3 = \frac{26666}{Area}$$

$$A = 3.81 \text{ ft}^2$$

Select circular foundation base

$$d = 0.72 \text{ m}$$

٤-٩ حساب كلفة العمود

Equipment Cost = material factor * pressure factor * cost from **fig. (6 – 2)**

- For carbon steel, material factor = 3.7 ⁽⁸⁾
- At 54 atm, pressure factor = 2.2 ⁽⁸⁾
- Cost from **fig (6– 2)** = 135£ per plate

No. of plates = 6 plates

$$\begin{aligned} \text{Equipment Cost} &= 3.7 * 2.2 * (6 * 135) \text{ £} \\ &= 6,593.4 \text{ £} \end{aligned}$$

$$1\text{£} = 1.9383\text{\$}$$

Equipment Cost = 12,779.9213\$ in **2004**

$$\text{Cost in } \mathbf{2016} = (\text{Cost in } 2004) * \frac{\text{cost index in } 2016}{\text{cost index in } 2004}$$

Cost index in **2004** = 480

Cost index in **2016** = 1081

$$\text{Cost in 2016} = 12,779.9213 * \frac{1081}{480} = 28,781.44776\$$$

$$\text{Cost in 2016} = 28,781.44776\$ * 1290 = 37,128,067.61 \text{ ID}$$

٤-١ حساب إرتفاع العمود

$$\text{Column Height} = \text{No. of tray} * \text{spacing} + Dt^{(8)} \text{-----(49)}$$

$$= 6 * 0.5 + 1.89$$

$$= 4.89 \text{ m}$$

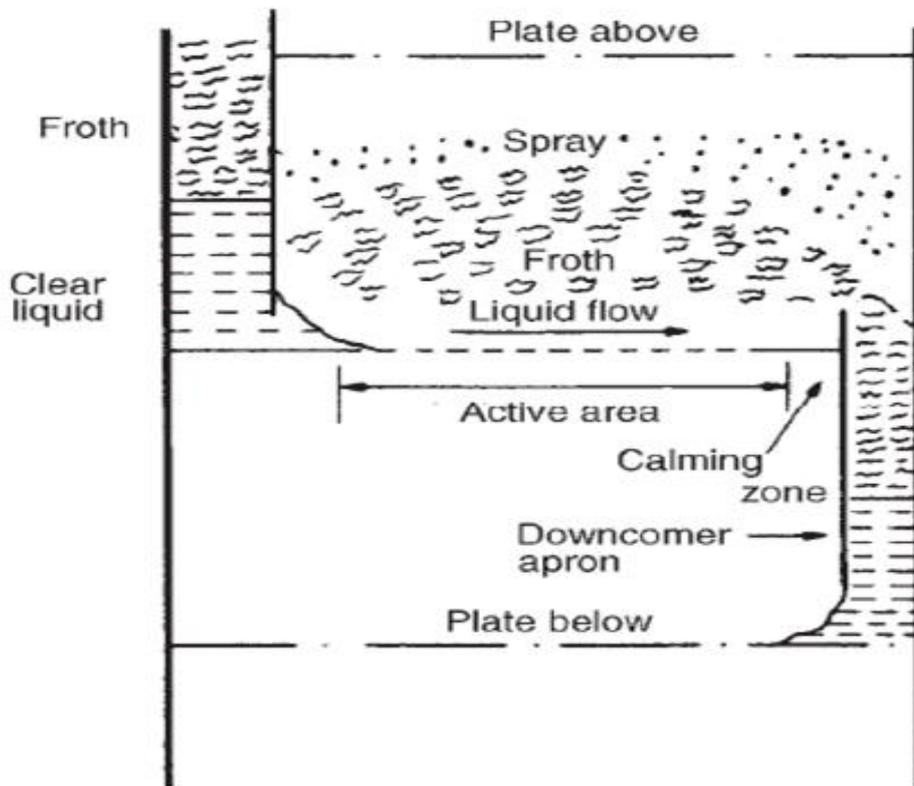


Fig.(3 -1) Typical cross – flow plate (sieve tray) ⁽⁸⁾

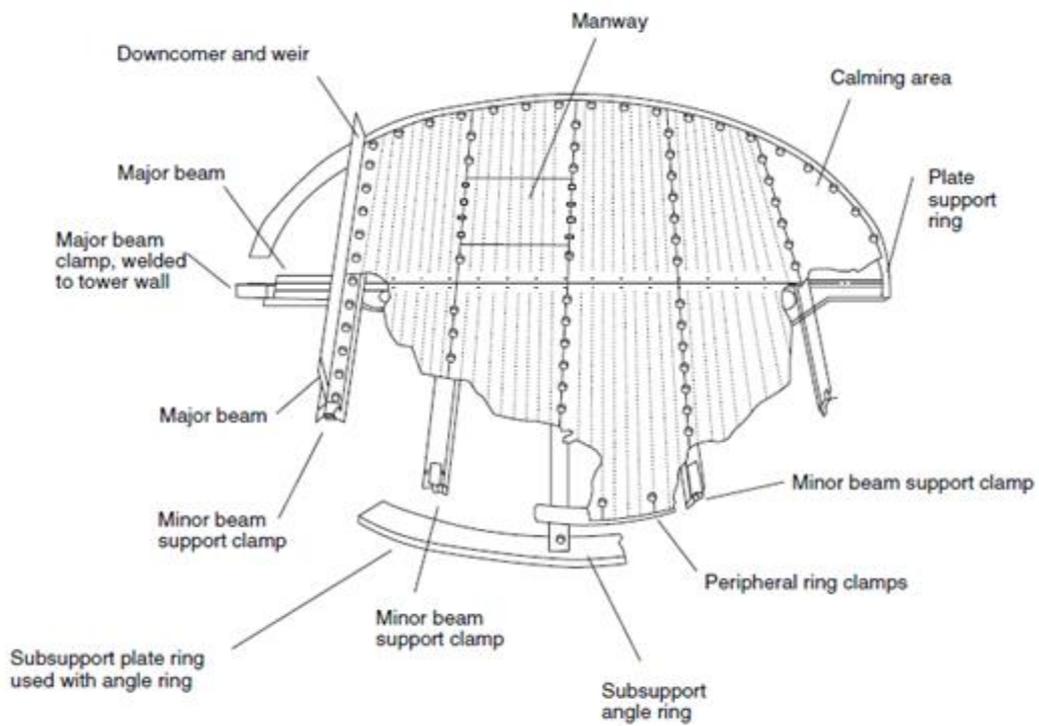
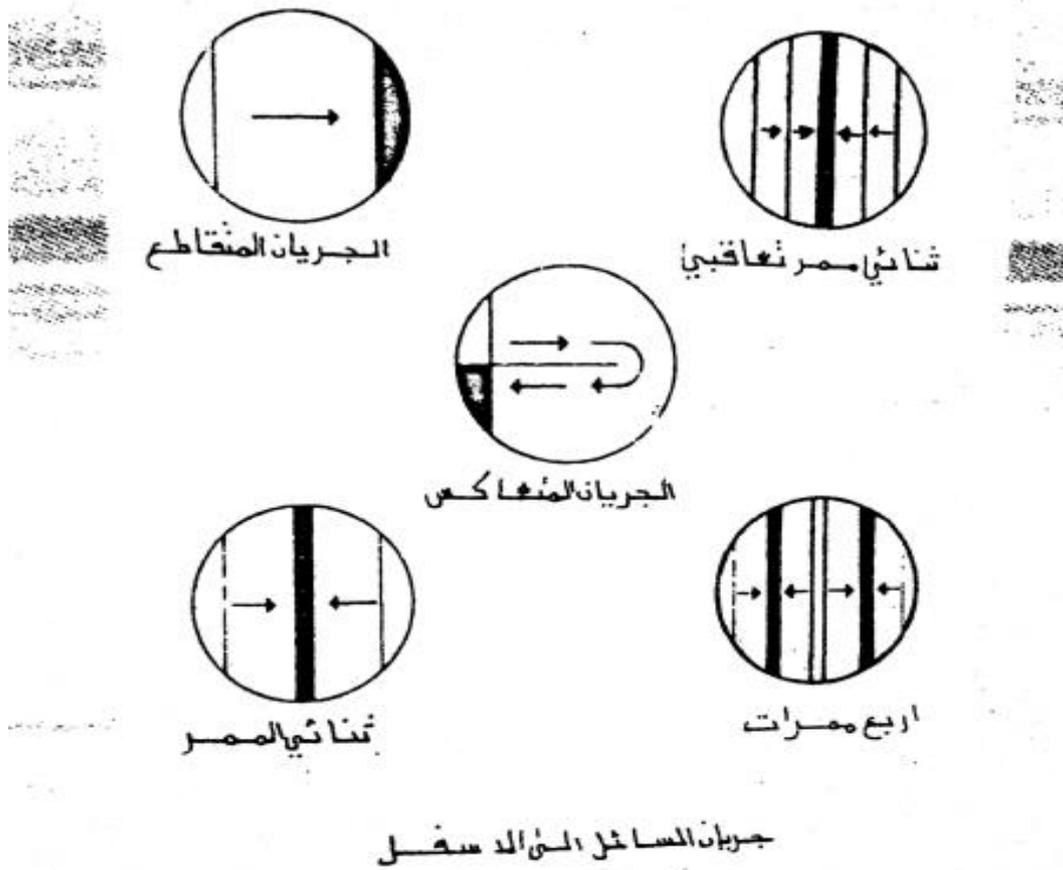


Fig . (3 - 2) Typical sectional plate construction ⁽⁸⁾



شكل (3-3) : انواع الصواني ⁽¹²⁾

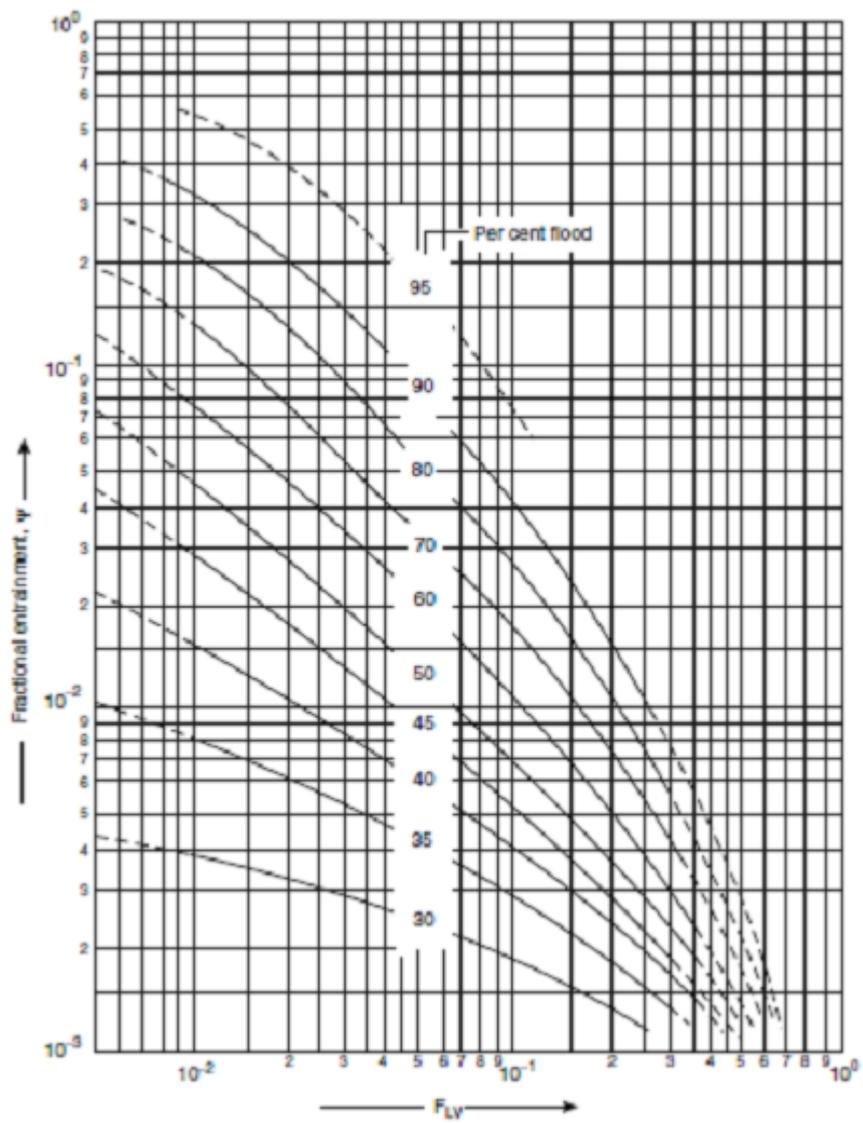
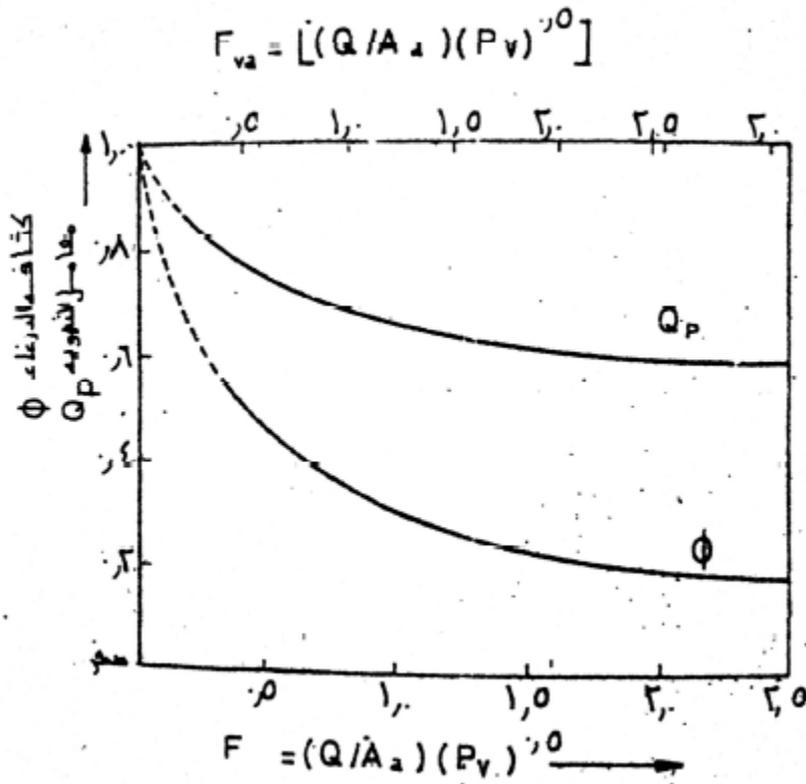
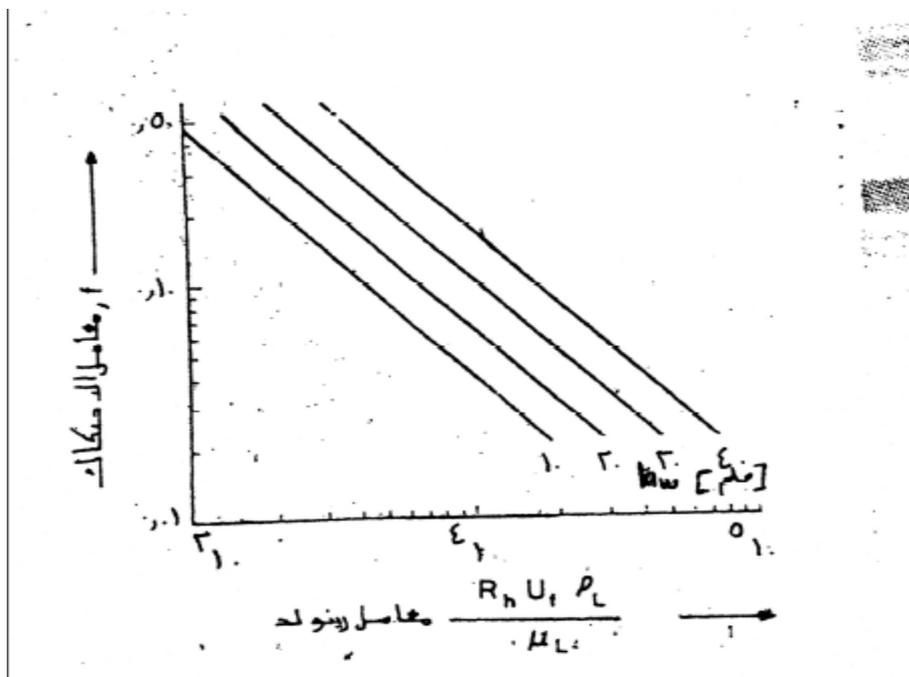


Fig . (3 – 4) Entrainment correlation for sieve plates ⁽⁸⁾



شكل (3-5) : معامل التهوية والكثافة النسبية للرغاء لصواني مخلية ⁽¹²⁾



شكل (3-6) : معامل احتكاك الصواني المنخلية (12)

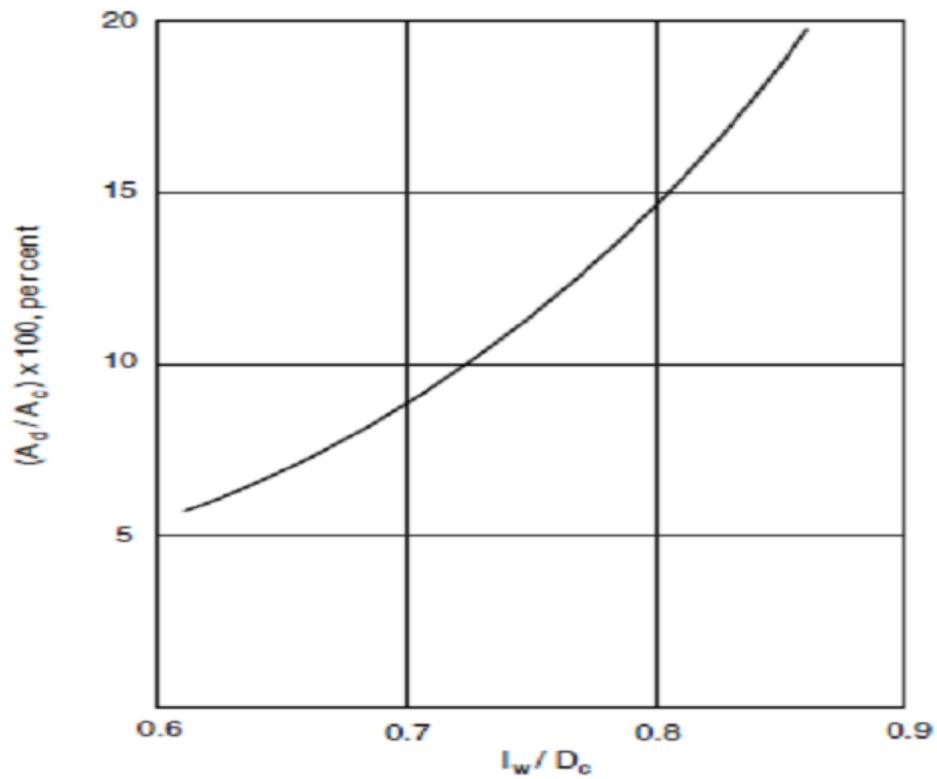


Fig . (3 -7) :Relation between down comer Area and weir length (8)

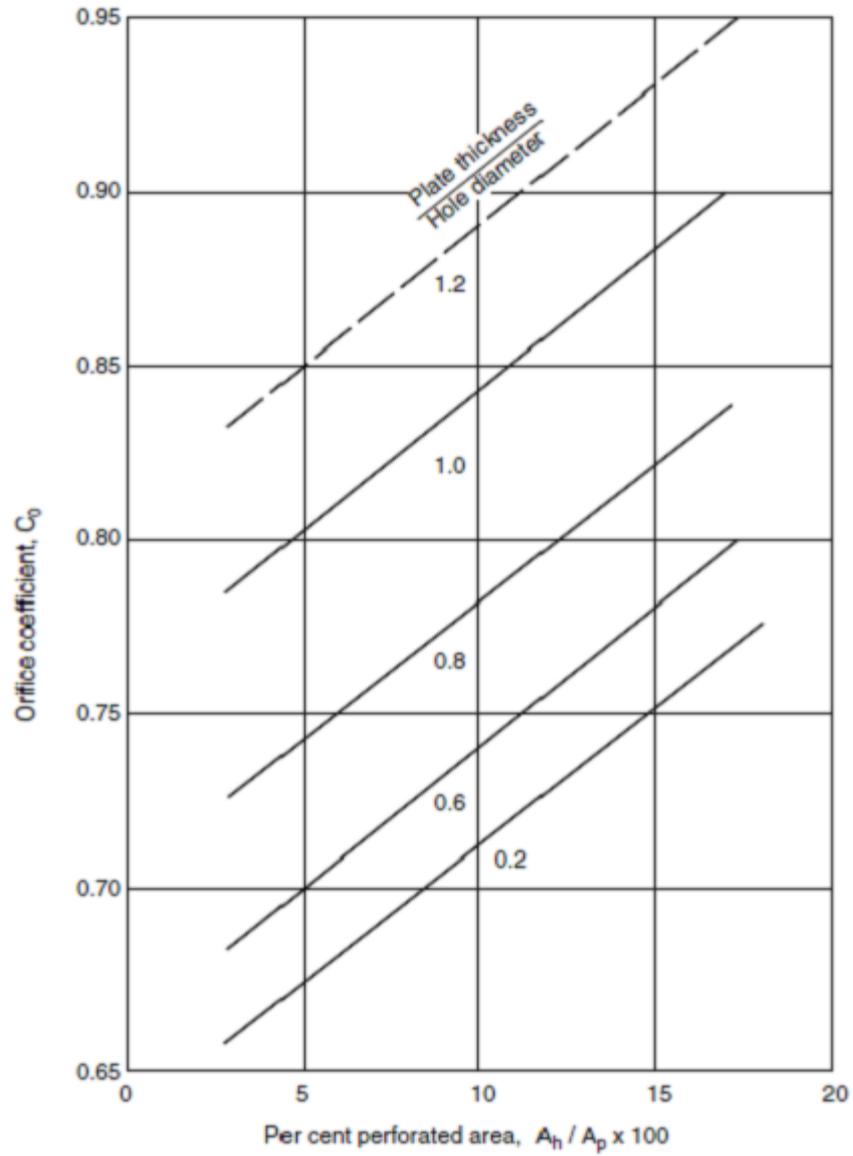
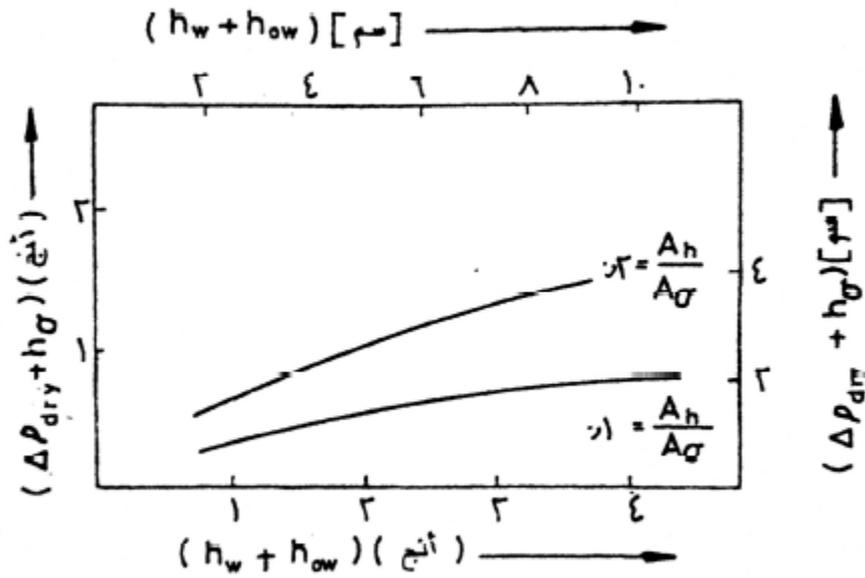


Fig. (3– 8) Discharge coefficient , sieve plate ⁽⁸⁾



شكل (3-9): علاقة لحساب معدل التدمع من صينية منخلية (11)

٢-٣ تصميم مبادل الحراري (H.E. 2):

تعتبر عملية انتقال الحرارة بين اثنين من خطوط الجريان من العمليات الأكثر شيوعا التي تواجه تصميم المصنع. وتتم عملية انتقال الحرارة خلال عدة أنواع من الأجهزة المصممة لهذا الغرض بعضها يتطلب تلامسا مباشرا وبعضها غير مباشر. ان واحدا من اهم الأجهزة المستخدمة لهذا الغرض والذي يستخدم لغرض عمليات التسخين والتبريد هو المبادل الحراري. ان المبدأ الأساسي لعملية انتقال الحرارة خلال المبادلات الحرارية هو الفرق بدرجات الحرارة

بينما مائعين مختلفين بدرجة الحرارة ويعتبر المبادل الحراري ذو الصدفة والانبوب هو اكثر أنواع المبادلات الحرارية انتشارا واستخداما في الصناعات الكيماوية والنفطية. تتكون هذه المبادلات الحرارية من وعاء خارجي (الصدفة) تحتوي بداخلها على :

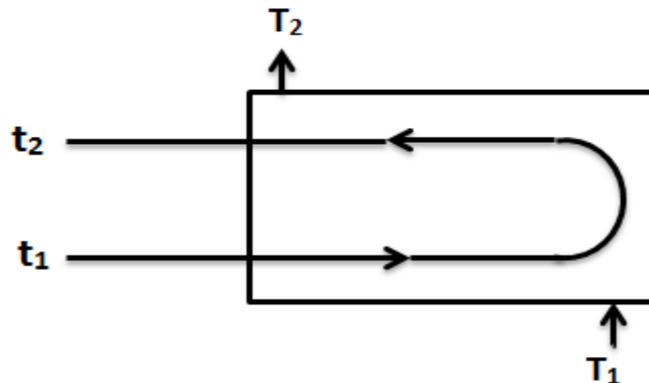
١- حزمة من الانابيب يمر خلالها احد المائعين وخارجها المائع الاخر حيث ان عملية التبادل الحراري بين المائعين سوف تحدث خلال السطح الفاصل. ان عدد هذه الانابيب وتصميمها يعتمد على نوع الموائع المستخدمة وعلى الفرق المطلوب في درجات الحرارة.

٢- العوارض والتي تستخدم لغرض الحصول على افضل قيمة اقتصادية لمعمل الغشاء الخارجي حيث انها تساعد على الحصول على جريان مضطرب والذي يكون عنده معامل انتقال الحرارة اكبر ما يمكن والسبب في ذلك يعود الى كون ان العوارض تجعل الجريان عمودي على الانابيب. الا ان هذه العوارض تعمل في نفس الوقت على زيادة في انحدار الضغط لذلك يجب ان يكون عددها محسوبا بدقة للحصول على افضل قيمة اقتصادية. تكون العوارض اعتياديا مقطوعة بمقدار ٢٠% وتكون اطوالها متساوية (٨٠% من القطر الداخلي للصدفة).

٣- الواح تجزئة الممرات والتي تثبت في الصدفة وتعمل على اجبار المائع الذي يجري في الصدفة او الانابيب للانتقال من مبادل الى اخر عدة مرات، النقلة الواحدة منها تسمى ممر. في المبادل الحراري الذي سوف يتم تصميمها يمرر (Lean TEG) الاتي من عمود الانتزاع بدرجة حرارة (199°C) خلال الصدفة خارج الانابيب ليخرج من المبادل الحراري بدرجة حرارة (185°C) اما (Rich TEG) الاتي من عمود الامتصاص بدرجة حرارة (172°C) فيمر داخل الانابيب ليخرج من المبادل الحراري بدرجة حرارة (182°C).

٣-٢-١ اختيار نوع المبادل الحراري (H.E. 2) :

Use one shell pass and two tube passes



$$T_1 = 199 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 185 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 172 \text{ }^\circ\text{C}$$

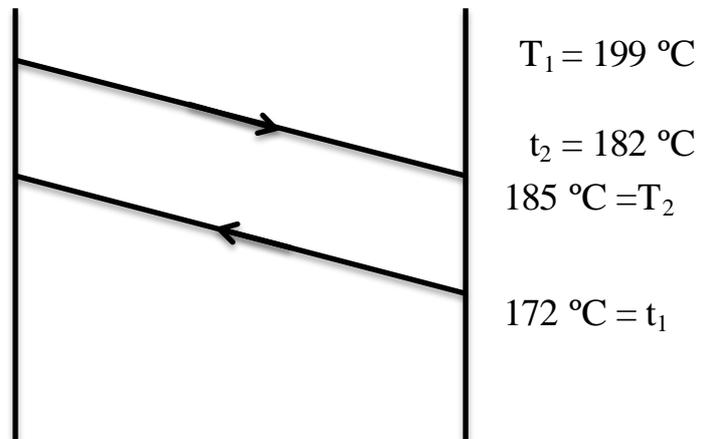
$$t_2 = 182 \text{ }^\circ\text{C}$$

٢-٢-٣ إختيار القيمة التقريبية لمعامل إنتقال الحرارة الكلى

From fig. (3-7) ⁽⁸⁾

$$\text{Assume } U_o = 96 \frac{w}{m^2 \cdot ^\circ k}$$

٣-٢-٣ حساب معدل الفرق بدرجات الحرارة ΔT_m



$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad (13) \quad \text{-----} \quad (50)$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(199 - 182) - (185 - 172)}{\ln \frac{199 - 182}{185 - 172}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 14.91 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$R_1 = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \text{-----(51. a)}$$

$$= \frac{199 - 185}{182 - 172} = 1.4$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \text{-----(51. b)}$$

$$= \frac{182 - 172}{199 - 172} = 0.3704$$

From **fig (3-8)** ⁽⁸⁾

The temp. Correction factor = Ft = 0.875

$$\Delta T_m = Ft \Delta T_{LMTD} \text{-----(52)}$$

$$\Delta T_m = 0.875 * 14.91 = 13 \text{ }^\circ\text{C}$$

٣-٢-٤ حساب مساحة الإنتقال الحراري :

$$Q = U A \Delta T_m \text{ }^{(13)} \text{-----(53)}$$

From chapter 2

$$Q = q_{11} - q_{10} = 6,093,459 - 5,577,107$$

$$Q = 516,352 \text{ KJ/hr}$$

$$Q = 143,431 \text{ W}$$

$$143431 = 96 * A * 13$$

$$A = 114.9287 \text{ m}^2$$

٣-٢-٥ حساب عدد الأنابيب :

Choose 20 mm outer diameter, 16 mm inner diameter, the material of construction is cupronickel ⁽⁸⁾

Taking tube length = 3m ⁽⁸⁾

$$\begin{aligned} \text{Area of one tube} &= \pi dL \\ &= \pi * 20 * 10^{-3} * 3 = 0.1884956 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Number of tube} &= \frac{114.9287}{0.1884956} \\ &= 610 \text{ tube} \end{aligned}$$

٣-٢-٦ حساب قطر الصدفة:

Taking the arrangement of tubes as triangular

$$D_b = d_o \left(\frac{Nt}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad (8) \text{ -----(54)}$$

$Nt = n_o . \text{ of tubes}$

$D_b = \text{bundle diameter, mm}$

$d_o = \text{tube outside diameter ,mm}$

K_1 and n_1 are constant

$$K_1 = 0.249 \quad \text{and} \quad n_1 = 2.207 \quad (8)$$

$$D_b = 686.5 \text{ mm}$$

Using pull - through floating head

From **fig. (3 – 9)**

Bundle diametrical clearance = 92 mm

Shell diameter, $D_s = 686.5 + 92 = 778.5 \text{ mm}$

٣-٢-٧ معامل الغشاء للمائع الداخلى:

$$\text{Mean Rich TEG temp.} = \frac{172+182}{2}$$

$$= 177 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tube cross sectional area} = \frac{\pi}{4} * 0.016^2$$

$$= 2.0106 * 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{Tube per pass} = \frac{610}{2} = 305 \text{ tube}$$

$$\text{Total flow area} = 305 * 2.0106 * 10^{-4}$$

$$= 0.0613233 \text{ m}^2$$

$$\text{Mass rate of Rich TEG} = m$$

$$m = 38,259.5268 \text{ kg/hr}$$

$$m = 10.62765 \text{ kg/sec}$$

$$\rho U A = m$$

$$\rho = 1,100 \text{ kg/m}^3$$

$$1,100 * U * 0.0613233 = 10.62765$$

$$U = 0.15755 \text{ m/sec}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho U di}{\mu}$$

$$\text{For water: } ^{(8)}$$

$$\log \mu = 658.25 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{283.16} \right)$$

$$\text{For TEG: } ^{(8)}$$

$$\log \mu = 1,365 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{402.41} \right)$$

$$\text{viscosity of water at } 177 \text{ }^{\circ}\text{C} = \mu_1 = 1.374 * 10^{-4} \text{ pa.s}$$

viscosity of TEG at 177 °C = $\mu_2 = 0.44 * 10^{-3}$ pa .s

$W_1 =$ weight fraction of water = 0.02167

$W_2 =$ weight fraction of TEG = 0.97833

$$\frac{1}{\mu} = \frac{W_1}{\mu_1} + \frac{W_2}{\mu_2} \quad (8)$$

μ is viscosity of Rich TEG

$$\frac{1}{\mu} = \frac{0.02167}{1.374 * 10^{-4}} + \frac{0.97833}{4.4 * 10^{-4}}$$

$$\mu = 4.2 * 10^{-4} \text{ pa .s}$$

$$\text{Re} = \frac{1100 * 0.15755 * 0.016}{4.2 * 10^{-4}}$$

Re = 6602 , turbulent flow

$$K = 3.56 * 10^{-5} \text{ Cp} \left(\frac{\rho^4}{\mu}\right)^{1/3} \quad (8) \text{ -----(55)}$$

K = Thermal conductivity for liquid in w/m .°c

Cp = specific heat capacity in KJ/kg .°c

$\rho =$ density in kg/m³

$\mu =$ Molecular wt.

$$\text{Cp of Rich TEG at 177 °c} = 0.8123225 \frac{\text{KJ}}{\text{kg} \cdot \text{°c}}$$

$$\rho \text{ of Rich TEG at 177 °c} = 1,100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

μ . Wt. = 130

$$k = 3.56 * 10^{-5} * 0.8123225 * \left(\frac{1100^4}{130}\right)^{1/3}$$

k = 0.06482 w/m .°c

$$pr = \frac{\mu C_p}{K} \quad (13) \text{ ----- (56)}$$

$$pr = \frac{4.2 * 10^{-4} * 0.8123225 * 10^3}{0.06482} = 5.3$$

$$\frac{h_i d_i}{k} = j_h Re pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (8) \text{ ----- (57)}$$

j_h = heat transfer factor

$$L/d_i = \frac{4.88}{0.016} = 305$$

From **fig. (3 – 3)**

$$j_h = 3.5 * 10^{-3}$$

Neglect $\frac{\mu}{\mu_w}$

$$\frac{h_i * 0.016}{0.06482} = 3.5 * 10^{-3} * 6602 * 5.3^{0.33}$$

$$h_i = 162 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

٨ - ٢ - ٣ معامل الغشاء للمائع الخارجى h_o

Choose baffle spacing = 0.2 D_s (8)

$$L_B = 0.2 * 778.5 = 155.7 \text{ mm}$$

Tube pitch = 1.25 d_o

$$P_t = 1.25 * 20 = 25 \text{ mm}$$

$$\text{Cross flow area} = \frac{P_t - d_o}{P_t} D_s L_B \quad (8) \text{ ----- (58)}$$

$$= \frac{25 - 20}{25} * 0.7785 * 0.1557$$

$$= 0.0242425 \text{ m}^2$$

Mass rate of TEG = m

$$m = 37430.5013 \text{ kg/hr} = 10.3974 \text{ kg/sec}$$

Mass velocity = $G_s = \rho U = m / A$

$$G_s = \frac{10.3974}{0.0242425} = 429 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Equivalent diameter = d_e

$$d_e = \frac{1.1}{d_o} (p_t^2 - 0.917 d_o^2) \quad (8) \text{ ----- (59)}$$

$$d_e = \frac{1.1}{0.02} (0.025^2 - 0.917 * 0.02^2)$$

$$d_e = 0.0142 \text{ m}$$

$$\text{Mean shell side temp.} = \frac{199+185}{2} = 192 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rho = 1105 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 0.35 * 10^{-3} \text{ pa} \cdot \text{s}$$

$$C_p = 0.81173 \text{ KJ/ Kg} \cdot \text{ }^\circ\text{K}$$

$$K = 0.061232 \text{ w/m} \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Re = \frac{G_s d_e}{\mu} \quad (8)$$

$$Re = \frac{429 * 0.0142}{0.35 * 10^{-3}} = 17,405 \text{ turbulent flow}$$

$$Pr = \frac{\mu C_p}{K}$$

$$Pr = \frac{0.35 * 10^{-3} * 0.81173 * 10^3}{0.062132} = 4.573$$

$$j_h = 4.5 * 10^{-3} \quad , \text{ from fig. (3-1)}$$

$$\frac{h_o d_e}{K} = j_h R_e Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (8)$$

Neglect $\frac{\mu}{\mu_w}$

$$\frac{h_o * 0.0142}{0.062132} = 4.5 * 10^{-3} * 17405 * (4.573)$$

$$h_o = 568 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

٩-٢-٣ حساب معامل إنتقال الحرارة الكلية U_o:

Thermal conductivity of cupro - Nickel alloys = $50 \frac{w}{m \cdot \text{°C}}$

Fouling Factor = $5000 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln \frac{d_o}{d_i}}{2kw} + \frac{d_o}{d_i h_{id}} + \frac{d_o}{d_i * h_i} \text{ ----- (60)}$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{568} + \frac{1}{5000} + \frac{0.02 \ln \frac{20}{16}}{2 * 50} + \frac{20}{16} \frac{1}{5000} + \frac{20}{16 * 162}$$

$$U_o = 100 \frac{W}{m^2 \cdot \text{°C}}$$

١٠-٢-٣ حساب إنحدار الضغط:

a- Tube side pressure drop Δ Pt

$$\Delta Pt = Np \left(8 J_f \frac{L}{d_i} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-m} + 2.5 \right) \frac{\rho U_t^2}{2} \text{ ----- (61)}$$

ΔPt in N/m²

Np = no. of tube – side passes

Ut = tube side velocity m/sec

L = Length of one tube

From **figure (3 – 4)**

$$J_f = 5 * 10^{-3}$$

Neglect $\frac{\mu}{\mu_w}$

$$\Delta P_t = 2 \left(8 * 5 * 10^{-3} * \frac{3}{0.016} + 2.5 \right) \frac{1100 * (0.15755)^2}{2}$$

$$\Delta P_t = 273 \text{ pa}$$

$\Delta P_t = 0.04 \text{ Psi}$ **acceptable (less than 10 Psi)**

b- Shell side pressure drop ΔP_s

$$\Delta P_s = 8 J_f \frac{D_s}{d_e} \frac{L}{L_B} \frac{\rho U_s^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \quad (8) \quad \text{-----} \quad (62)$$

$$U_s = \text{shell side linear velocity} = \frac{G_s}{\rho}$$

$$U_s = \frac{429}{1105} = 0.38824 \text{ m/sec}$$

From **fig. (3 - 2)**

$$J_f = 4.5 * 10^{-2}$$

Neglect $\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)$

$$\Delta P_s = 8 * 4.5 * 10^{-2} * \frac{0.7785}{0.0142} * \frac{3}{0.1557} * \frac{1105 * 0.38824^2}{2}$$

$$\Delta P_s = 31,669 \text{ pa}$$

$$\Delta P_s = 4.5945 \text{ psi}$$

acceptable (less than 10 psi)

١١-٢-٣ التصميم الميكانيكي :

١-١١-٢-٣ سمك الصدفة t_s

$$t_s = \frac{P (D+2C)}{2fJ-P} + C \quad \text{-----} \quad (63)$$

t_s = thickness of shell , mm

p = design pressure = 1.1 * operating presser

D = shell diameter ,mm

$$D = 778.5 \text{ mm}$$

f = Design stress . μpa

$$f = 110 \mu\text{pa}^{(8)}$$

J = Joint factor

$$J = 0.7 \text{ (Double welded butt of non-radiography)} \quad (8)$$

C = Corrosion allowance , mm

$$C = 2\text{mm}$$

$$t_s = \frac{\frac{0.11}{3585} * (778.5 + 2 * 2)}{2 * 110 * 0.7 - 0.1113585} + 2$$

$$t_s = 2.773 \text{ mm}$$

minimum thickness of shell = 11.1 mm

So, shell thickness is 11.1 mm

٣ - ١١ - ٢ - ٣ غطاء الصدفة :t_c

Select ellipsoidal heads in which Major to Minor

$$\text{ratio} = 2 : 1$$

$$t_c = \frac{P (D + 2C)}{2 J f - 0.2P} + C \quad (12) \quad \text{-----} \quad (64)$$

$$t_c = \frac{0.1113585 * (778.5 + 2 * 2)}{2 * 110 * 0.7 - 0.2 * 0.1113585} + 2$$

$$t_c = 2.772 \text{ mm}$$

Minimum thickness of Cover is 11.1 mm ⁽¹²⁾

So, Cover thickness = 11.1mm

٣ - ١١ - ٢ - ٣ المساند :

Using two steel saddles

Fig. (3 – 6) shows saddles layout.

٣ - ١٢ - ٢ - ٣ الاسس :

Weight of shell is W_s

$$W_s = 240 C_v D_m (H_v + D_m) t_s \quad (8) \quad , N \quad \text{-----} \quad (65)$$

$$C_v = 1.15 \quad (8)$$

$$H_v = \text{length of shell} = 4\text{m}$$

$$D_m = \text{mean diameter of shell}$$

$$D_m = D_i + t_s * 10^{-3} \quad , \text{m}$$

$$D_m = 0.7785 + 11.1 * 10^{-3}$$

$$D_m = 0.7896 \text{ m}$$

t_s = shell thickness, mm

$$t_s = 11.1 \text{ mm}$$

$$W_s = 240 * 1.15 * 0.7896 * (4 + 0.8 * 0.7896) * 11.1$$

$$W_s = 11,204 \text{ N} = 11.204 \text{ KN}$$

$$W_s = 1,142 \text{ Kg}$$

Volume of pipe material is

$$= \frac{\pi}{4} * 0.02^2 * 3 - \frac{\pi}{4} * 0.016^2 * 3$$

$$= 3.4 * 10^{-4} \text{ m}^3$$

$$\text{Volume of pipes material} = 610 * 3.4 * 10^{-4}$$

$$= 0.2074 \text{ m}^3$$

$$\rho \text{ cupro - nickel} = 8,800 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Weight of pipes} = 0.2074 * 8,800$$

$$= 1825 \text{ Kg}$$

$$\text{Volume of shell} = \frac{\pi}{4} * 0.7785^2 * 4$$

$$= 1.904 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume of pipes} = 610 * \frac{\pi}{4} * 0.02^2$$

$$= 1.19 \text{ m}^3$$

$$\text{weight of TEG in shell} = 1.904 - 0.2074$$

$$= 1.6966 \text{ m}^3$$

$$\rho \text{ TEG} = 1,100 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{weight of TEG} = 1,100 * 1.6966$$

$$= 1,866.25 \text{ Kg}$$

$$\text{Saddle diameter} = 2 E$$

$$= 2 * 0.285 = 0.57 \text{ m}$$

$$\text{Volume of saddle} = \frac{1}{2} \text{ ball volume}$$

$$= \frac{1}{2} * \frac{4}{3} \pi \left(\frac{0.57}{2} \right)^2 = 0.17012 \text{ m}^3$$

$$\text{weight of saddle} = 0.17012 * 8,100$$

$$= 1,378 \text{ Kg}$$

$$\text{Weight of two saddles} = 2 * 262 = 2,756 \text{ Kg}$$

$$\text{Total weight} = 1,142 + 1,825 + 1,866.25 + 2,756$$

$$= 7,589.25 \text{ Kg}$$

Select sand, hard clay

$$\text{Foundation} = 7 \text{ ton} / \text{ft}^2 \text{ (8)}$$

$$7 * 10^3 = \frac{7,589.25}{\text{Area}}$$

$$\text{Area} = 1.084 \text{ m}^2$$

Select circular Foundation base

$$1.084 = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$d = 1 \text{ m}$$

كلفة المبادل الحراري : ٣ - ٢ - ١٣

Fixed head , area 115 m² , carbon steel shell cupro-nickel tube , operation

pressure =1 bar

Type factor =1

Pressure factor =1

Cost from **fig. (6-1)** =12,000£

Cost of exchanger= 12,000*1*1=12,000£ in **2004**

Cost of exchanger =17,375.95\$

Cost in **2016** = (Cost in **2004**)* $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004** = 480

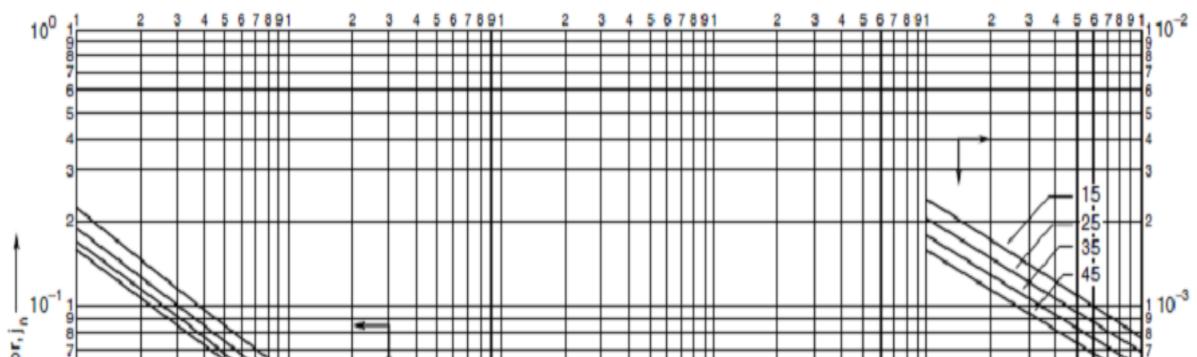
Cost index in **2016** = 1,081

Cost in **2016** = 17,375.95* $\frac{1081}{480}$ =39,132.0874\$

Cost in **2016** = 39,132.0874*1290=50,480,392.74 ID

For two exchanger

Total cost=2 * 50,480,392.74 =100,960,785.5 ID



HEAT -

Fig. (3 – 10) shell – side heat transfer factor , segmental baffles (8)

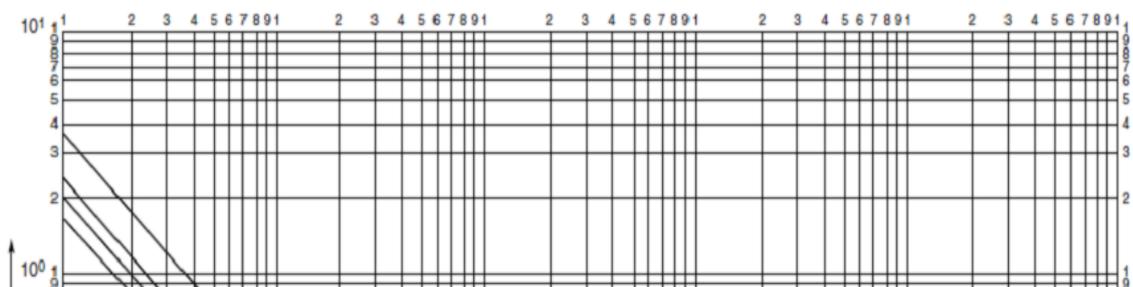


Fig. (3 – 11) shell – side friction factors , segmental baffles ⁽⁸⁾

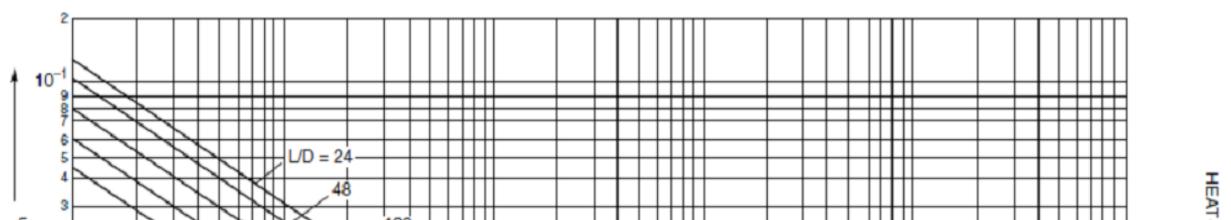


Fig . (3 – 12) Tube – side heat – transfer factor ⁽⁸⁾

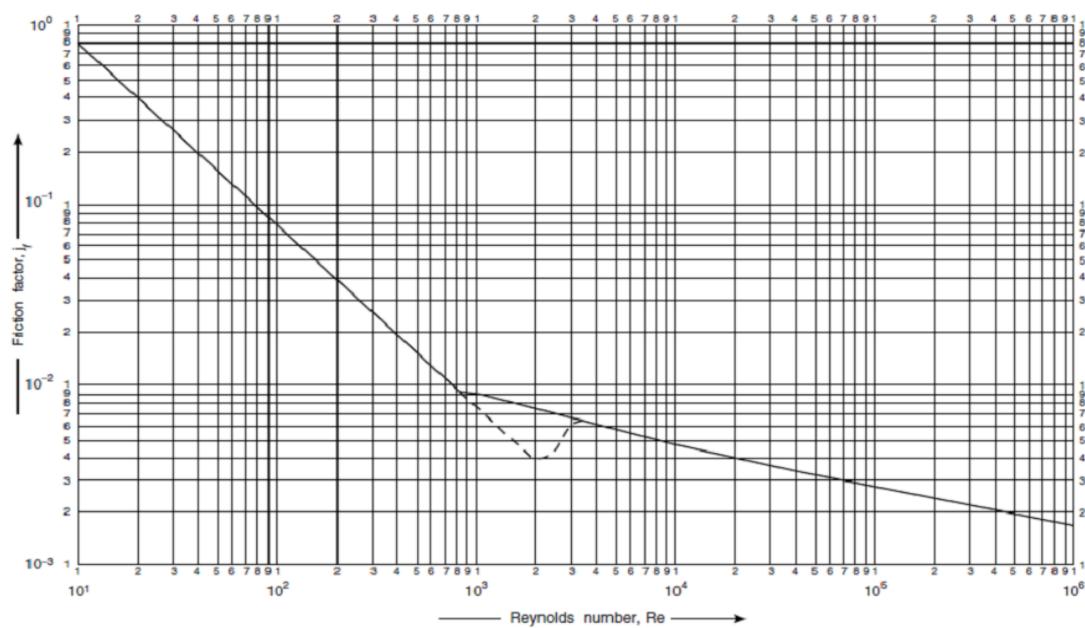
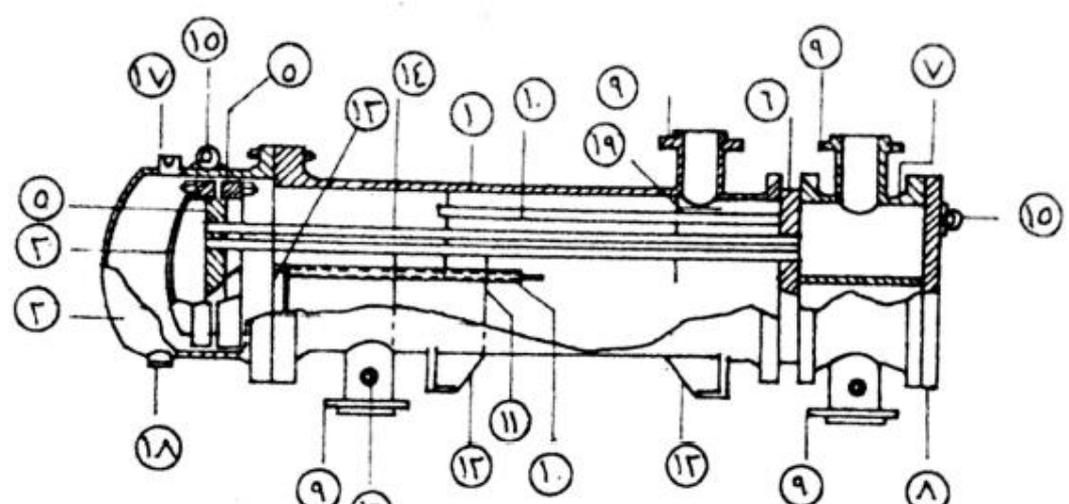
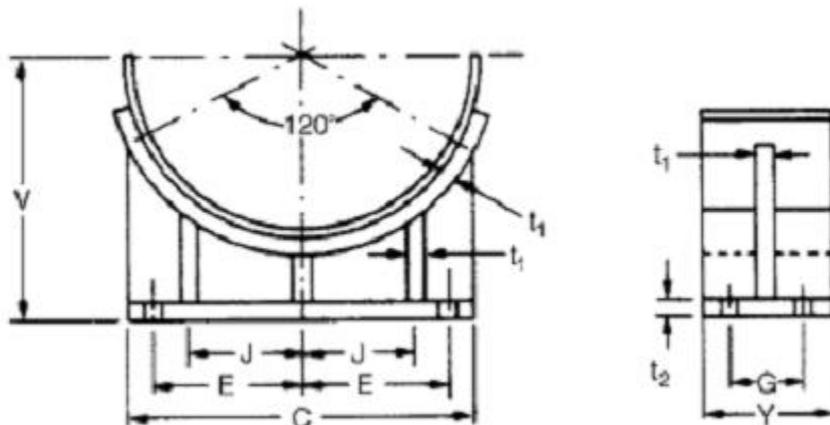


Fig. (3 – 13) Tube – side friction factor (8)



١ - الصدفة	١١ - العوارض المتقاطعة أو لوحة اسناد الانابيب
٢ - غطاء الصدفة	١٢ - السرج
٣ - غطاء الرأس الطافي	١٣ - مسند الرأس الطافي
٤ - لوحة الانابيب الطافية	١٤ - الانابيب
٥ - حلقة ربط او برغي خطاف	١٥ - مصعد السحب
٦ - لوحة الانابيب الثابتة	١٦ - ربط للاختبار
٧ - قناة	١٧ - ربط التهوية
٨ - غطاء القناة	١٨ - ربط التصريف
٩ - فرع	١٩ - لوحة للاصطدام
١٠ - قضيب الربط او المساعدة	

شكل (3-14): مبادل حراري ذو الصدفة والانبوب نوع الرأس الطافي (12)



$$Y = 0.15 \text{ m}$$

$$C = 0.68 \text{ m}$$

$$E = 0.285 \text{ m}$$

$$J = 0.22 \text{ m}$$

$$G = 0.095 \text{ m}$$

$$t_2 = 7.785 \text{ mm}$$

$$t_1 = 5 \text{ mm}$$

Bolt diameter = 20 mm

Bolt holes = 25 mm

شكل (3-15) : المساند (السرّج) (8)

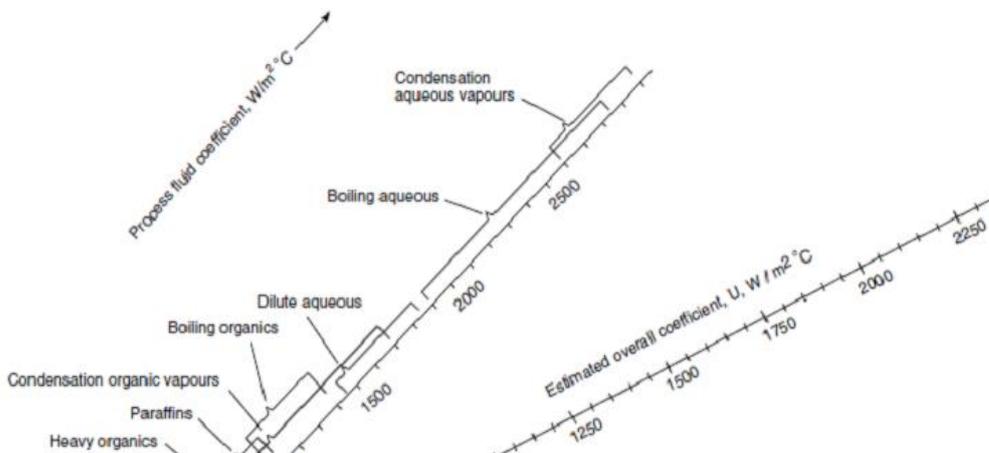


Fig . (3- 16) : Over all Coefficient (Joint process side duty to service side and read U from Centre scale) ⁽⁸⁾

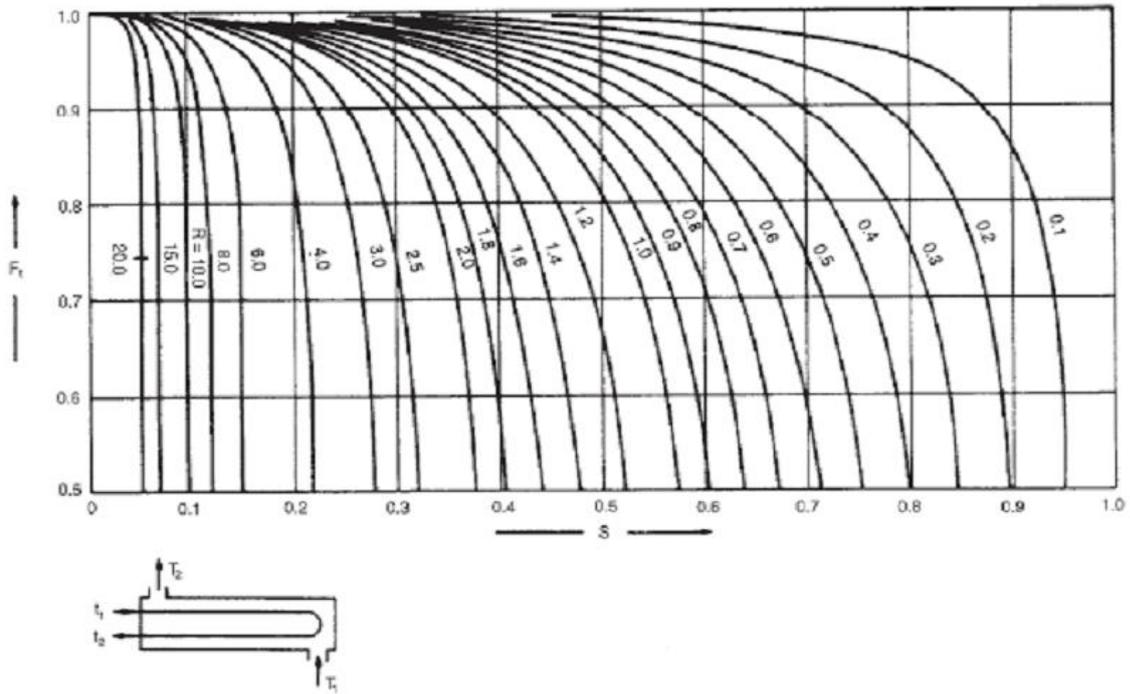


Fig. (3- 17) : Temp. Correction factor for one shell pass ; two or more even tube passes ⁽⁸⁾

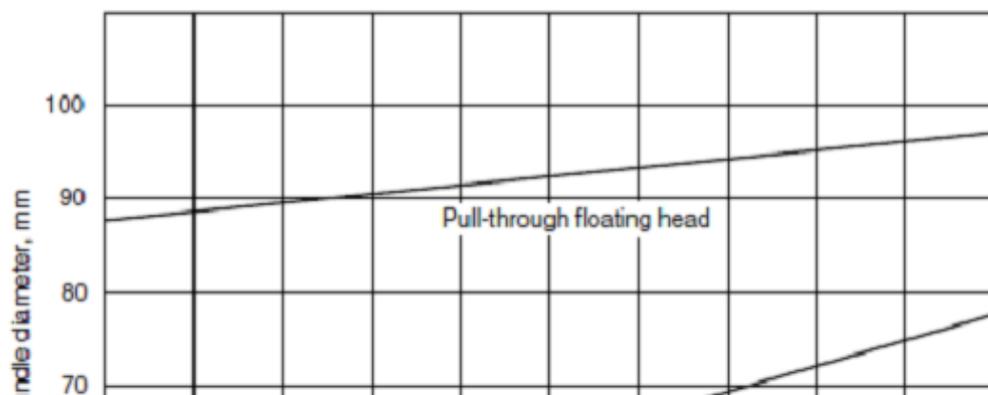


Fig. (3 -18) : shell bundle clearance (8)

٣ - ٣ تصميم خزان الإرجاع :

خزان الإرجاع هو عبارة عن خزان إسطواني الشكل يستخدم لإعادة جزء من الماء الآتي من المكثف الى قمة برج التنشيط (عمود الإنتزاع) وذلك من أجل تنظيم درجة حرارة قمة برج التنشيط . يقع خزان الإرجاع بعد المكثف ويحتوي على ثلاث فتحات ، الاولى لدخول الماء الآتي من المكثف ، والثانية لإعادة جزء من الماء الى عمود الإنتزاع اما الفتحة الثالثة فيخرج منها الماء الذي تم إزالته من الغاز الطبيعي.

٣ - ٣ - ١ حساب نسبة الراجع :

لقد تم حساب نسبة الراجع خلال الفصل الثاني (موازنة المادة) وقد وجد إنها تساوي
%١٥,٢٩٢٥

٣ - ٣ - ٢ حساب حجم خزان الإرجاع وتحديد نوعه:

- Assume vessel half full
- Holding time for vessel is 10 min ⁽⁸⁾

$$\text{Volumetric flow rate} = \frac{1,367.43767}{1000} = 1.3674 \frac{m^3}{hr}$$

$$\text{Vessel volume} = \frac{Q * L}{0.5} = \frac{1,3674 * \frac{10}{60}}{0.5}$$

$$V = 0.4558 m^3$$

$$V < 4 m^3$$

Type of vessel use in reflux tank is vertical mounted on legs . ⁽⁸⁾

٣ - ٣ - ٣ حساب أبعاد العمود:

$$\text{Select L / D ratio} = 3 \text{ } ^{(8)}$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$\text{So, } D = 0.58 m \text{ , } L = 1.74 m$$

٣ - ٣ - ٤ الظروف التشغيلية:

$$\text{Operating temp.} = 60 \text{ } ^\circ\text{c}$$

$$\text{Operating pressure} = 1.0 \text{ atm}$$

٣ - ٣ - ٥ إختيار مادة التصنيع:

The engineering material used in constructing the vessel is carbon steel

٣-٣-٦ الفتحات وأنابيب التوصيل :

- Select manhole diameter 50 Cm ?
- Calculation of pipe diameters :-

a- Input pipe

$$Q = U * A$$

$$U = 2 \text{ m/s} \quad (8)$$

$$Q = 3.79844 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{sec}$$

$$3.79844 * 10^{-4} = 2 * A$$

$$A = 1.8100 * 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{So, } d = 0.015 \text{ m}$$

Standard diameter is 0.015 m

b- Reflux pipe :

$$\text{Reflux rate} = 538.41216 \text{ kg/hr} = 0.1496 \text{ kg/sec}$$

$$Q = \frac{0.1496}{1000} = 1.496 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{sec}$$

$$1.496 * 10^{-4} = 2 * A$$

$$\text{So, } A = 7.48 * 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$d = 0.00976 \text{ m}$$

standard diameter is 0.01 m (8)

c- Product pipe :

$$\text{mass rate} = 829.0255 \text{ kg/hr} = 0.230285 \text{ kg/sec}$$

$$Q = 2.30285 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{sec}$$

$$A = 1.151425 * 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$d = 0.012 \text{ m}$$

standard diameter is 0.015 m (8)

٣-٣-٧ التصميم الميكانيكي للخران :

٣-٣-٧-١ سمك الخزان (e_s):

$$e_s = \frac{P D}{2 J f - P} + C \quad (8) \text{ ----- (66 . a)}$$

e_s = vessel thickness , m

D = Diameter of vessel, m

D = 0.58

J = Joint factor

J = 0.7 (for double welded butt of non-radiography)

f = design stress , pa

f = $125 * 10^6$ (8)

p = design pressure = 1.1 * operating pressure

C = Corrosion allowance = 0.002 m

$$e_s = \frac{111,457.5 * 0.58}{2 * 0.7 * 125 * 10^6 - 111,457.5} + 0.002$$

$e_s = 0.00237$ m

: e_c سمك غطاء الخزان ٣ - ٣ - ٧ - ٢

Select tori spherical heads (Dished Heads)

$$e_c = \frac{P R_c C_s}{2 J f + p (C_s - 0.2)} + C \quad (8) \text{ ----- (66 . b)}$$

e_c = cover thickness ,m

C_s = stress Concentration factor

$$C_s = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}} \right) \quad (8) \text{ ----- (67)}$$

R_c = crown radius

R_k = knuckle radius

$\frac{R_k}{R_c}$ should be more than vessel diameter (0.06) to avoid buckling (8)

Select $\frac{R_k}{R_c} = 0.0625$

R_c should be less than vessel diameter (0.51371 m)

$$C_s = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{1}{0.0625}} \right) = 1.75$$

$$e_c = \frac{111,457.5 * 0.5 * 1.75}{2 * 0.7 * 125 * 10^6 + 111,457.5} + 0.002$$

$$e_c = 0.003 \text{ m}$$

$$e_c = 3 \text{ mm}$$

٣-٣-٨ مساند الوعاء :

For Carbon steel

$$W = 240 C_v D_m (H_v + 0.8 D_m) e_s^{(8)} \text{-----(68)}$$

$$C_v = 1.08 \text{ for Reflux tank}$$

$$D_m = \text{mean diameter of vessel} = D + e_s * 10^{-3} \text{ ,m}$$

$$D_m = 0.58 + 2 * 10^{-3} = 0.582 \text{ m}$$

$$H_v = \text{Height} = 1.54113 \text{ m}$$

$$e_s = \text{Column thickness ,mm}$$

$$e_s = 2 \text{mm}$$

$$w = 240 * 1.08 * 0.582 * (1.54113 + 0.8 * 0.582) * 2 * 10^{-3}$$

$$W = 605 \text{ N} = F_1$$

$$\text{Weight of water in vessel} = P_{H_2O} * V_{H_2O}$$

$$= 1000 * (0.4558 * 0.5) = 228 \text{ kg}$$

$$F_2 = 228 * 9.81 = 2237 \text{ N}$$

$$F_{Bs} = F_1 + F_2 = 2842 \text{ N}$$

Select Bracket support of single Guesst plate

$$F_{Bs} = 60 L_c t_c^{(8)}$$

L_c = characteristic dimension or bracket depth (mm)

t_c = thickness of plate (mm)

$$\text{let } t_c = 5 \text{ mm}$$

$$L_c = 9 \text{ mm}$$

Foundation : ٣-٣-٨ الاسس

Select two legs with circular cross sectional (0.05 m) and 2m length .

$$\text{Volume of one leg} = \frac{\pi}{4} * 0.05^2 * 2 = 3.927 * 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$\text{Wt. of one leg} = \rho v = 8100 * 3.927 * 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$= 31.81 \text{ Kg}$$



wt. of two legs = 63.62 kg

wt. of vessel = FB/9.81

= 2842/9.81 = 290 kg

Total wt. = 290 + 63.62 = 353.62 kg

Select sand hard clay foundation

$$\text{Foundation} = 7 * 10^3 \frac{kg}{ft^2} \quad (8)$$

$$\text{Foundation} = \frac{\sum wt}{Area} \quad (8)$$

$$7 * 10^3 = \frac{353.62}{Area}$$

$$A = 0.051 \text{ m}^2$$

Select circular Foundation base

$$d = 0.072 \text{ m}$$

كافة الخزان ٩ - ٣ - ٣

Material factor=1

Pressure factor=1

Cost from **fig. (6 -2)** =2,000£

Purchased cost = 2,000*1*1=2,000£ in **2004**

Purchased cost = 2,895.99\$

Cost in **2016** = (Cost in **2004**)* $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004** = 480

Cost index in **2016** =1,081

Cost in **2016** = 2,895.99* $\frac{1081}{480}$ =6,522.010813\$

Cost in **2016** = 6,522.010813*1290=8,413,393.948 ID

٤-١ أجهزة السيطرة والقياس (١٤، ١٥)

أن الاجهزة المستخدمة في السيطرة والقياس لها دور كبير في السيطرة على العملية وكذلك تقليل الخسائر ومنع التلف وتقليل الخطورة . ولا توجد عملية صناعية تخلوا من اجهزة السيطرة والقياس ، لان هذه الاجهزة مهمة جداً في كل عملية حتى اذا كانت بسيطة ، وعادة في كل وحدة في المعمل توج غرفة السيطرة التي تحوي أجهزة السيطرة المرتبطة مع الاجهزة والمكائن للعملية الانتاجية وفيها لوحة تمثل كل الوحدة حيث 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 قد ينجم عنه خطر كبير مثل انفجار او احتراق .

٤-٢ أهم اجهزة السيطرة (١٤، ١٥)

- ١- أجهزة السيطرة على درجة الحرارة .
- ٢- أجهزة السيطرة على الضغط .
- ٣- أجهزة السيطرة على معدل الجريان .

٤-٣ عناصر منضومة السيطرة

١- العملية Process

والتي تجري فيها التغير الكيماوي أو الفيزيائي مثل المفاعل أو خزان جيد المزجالخ ويتم السيطرة في العملية على درجة الحرارة أو الضغط أو الجريان بادارة القياس .

٢- اداة القياس Measurment

هي الاداة التي تقوم بقياس قيمة الخارج من العملية وتحويل هذه القيمة الى اشارة يمكن بواسطتها تغذية المقارن باسرع ما يمكن مثل المزدوج الحراري لقياس درجة الحرارة ، كذلك الباراميتتر لقياس الضغط ، ومقياس فنجوري لقياس معدل الجريان .

٣- المقارن Comparator

هذا الجهاز عبارة عن ادارة قياس الفرق الجبري بين قيمة المتغير المقاس وقيمة المتغير المرغوبة لايجاد مقدار الخطا (Error) والذي يرسل كاشارة الى الجهاز التحكم .

٥- جهاز التحكم Controller

ان عمل جهاز التحكم هو توليد اشارة قيمتها تعتمد على مقدار الخطا وطور الجهاز التحكم ،
ترسل هذه الاشارة الى أداة التحكم النهائية والتي غالبا ماتكون الصمام .

أنواع اجهزة التحكم :

١ - Propotional Controller

٢ - Propotional – Integral Controller

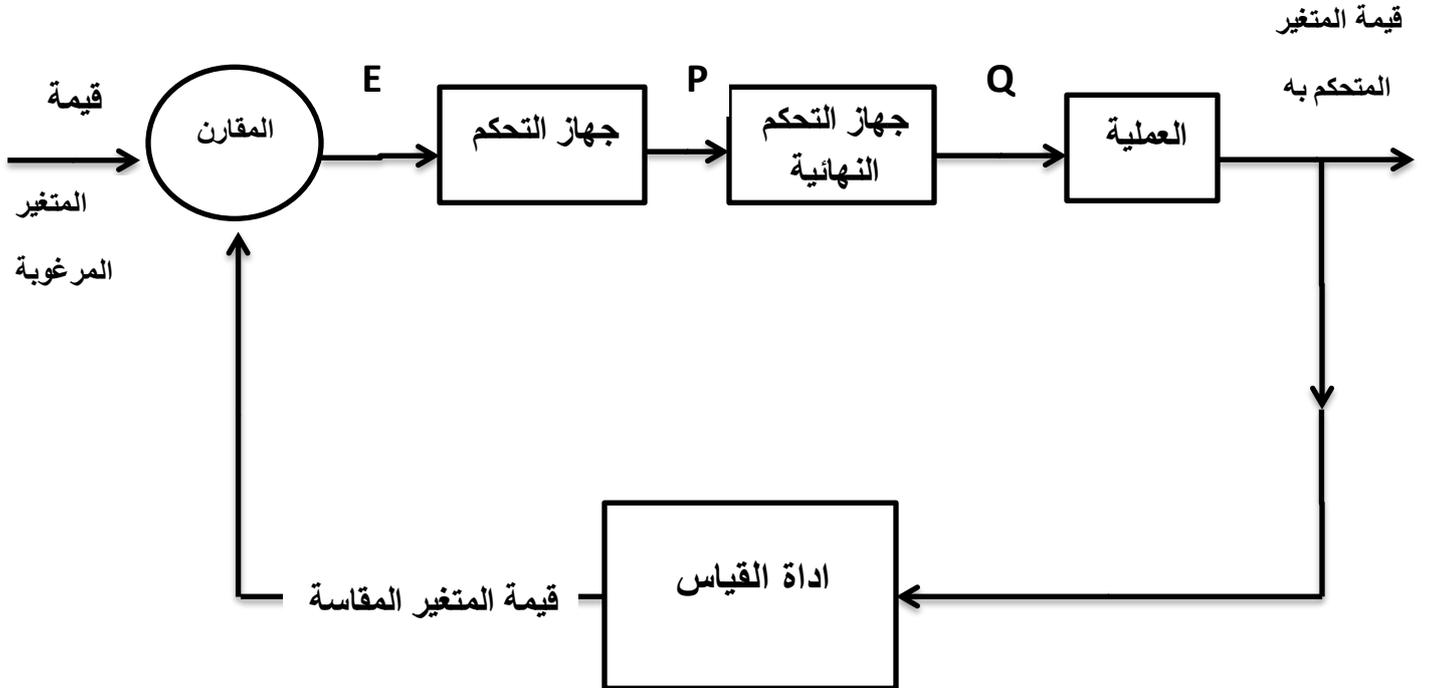
٣ - Propotional – Derivative Controller

٤ - Propotional – Integral – Derivative Controller

نختلف هذه الانواع بدقتها في السيطرة على الانظمة ويكون النوع الاخير اكثر هادقة
وحساسية .

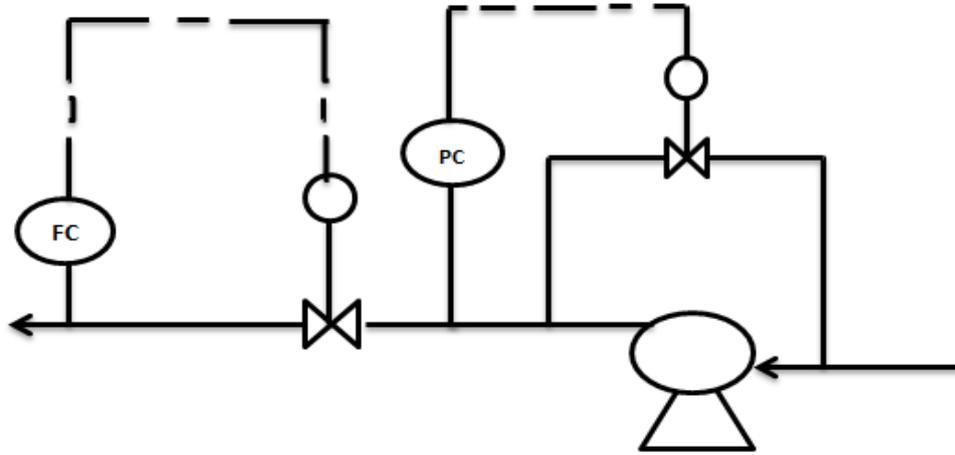
٥ - اداة التحكم النهائية Final Control Element

وهي الاداة التي يمكن بواسطتها التحكم في كمية المادة او الطاقة الداخلة الى العملية وغالبا
ماتكون هذه الاداة عبارة عن صمام يتحكم في جريان المائع .

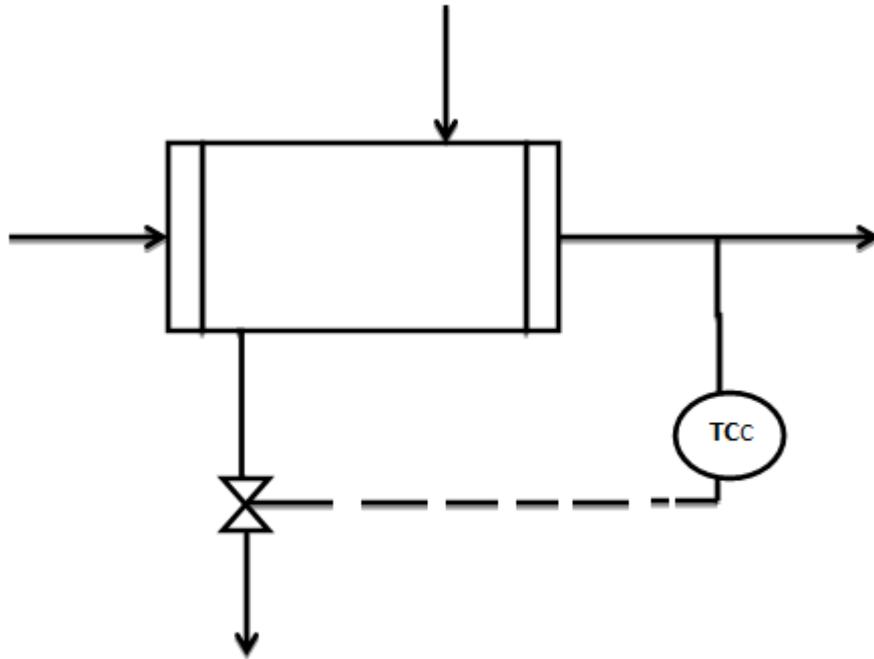


مخطط منظومة السيطرة

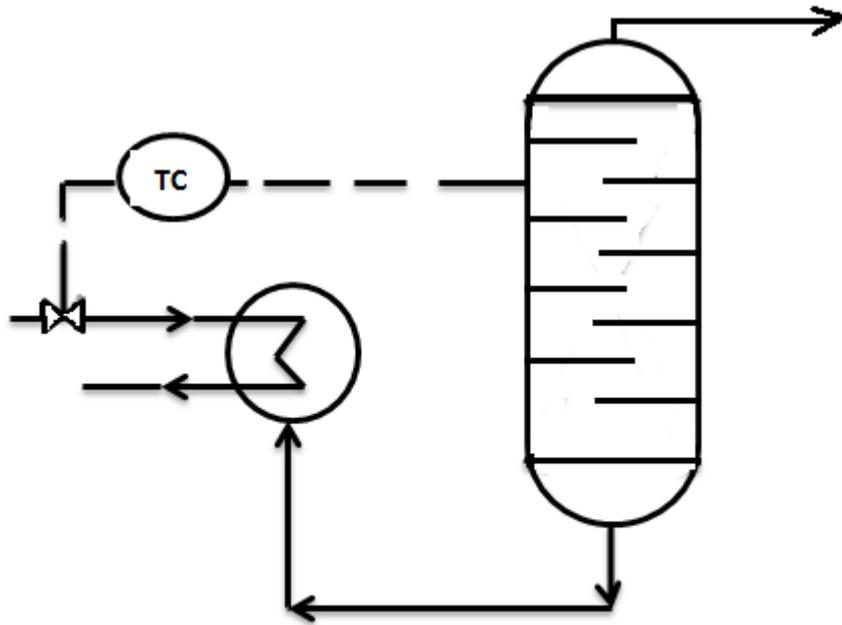
٤ - ٤ جهاز السيطرة على المضخة



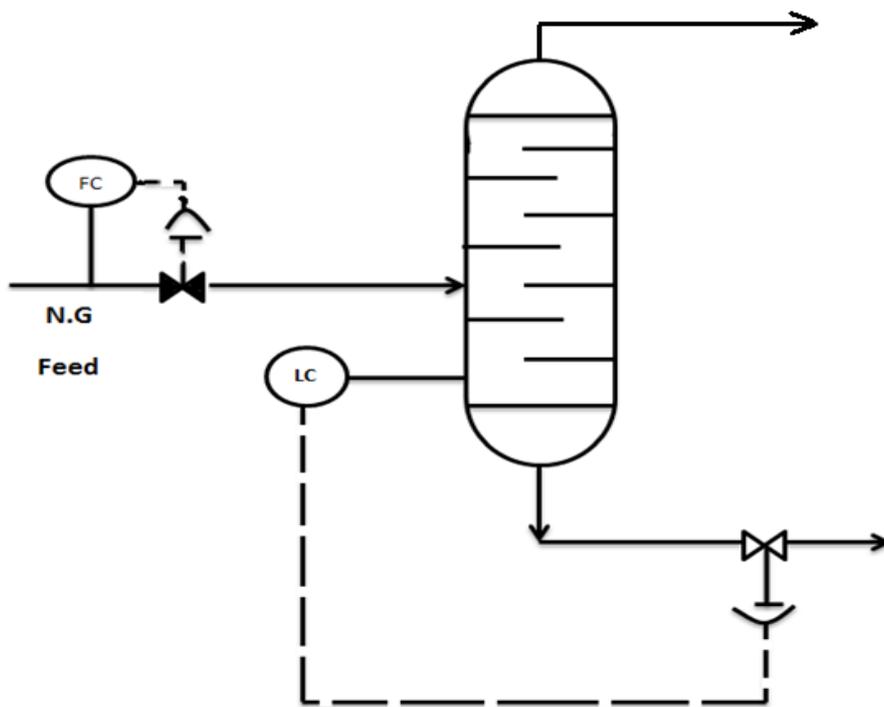
٤ - ٥ جهاز السيطرة على المبادل الحراري



٤ - ٦ جهاز السيطرة على برج الانتزاع



٤ - ٧ جهاز السيطرة على برج الامتصاص



١-٥ التلوث

٥ - ١-١ مقدمة (١٦)

لقد كثرت التحذيرات خلال العقود الأخيرة من القرن الماضي عن مصير الحياة على الكرة الأرضية بسبب تدخلات الانسان في التوازنات الطبيعية التي تحدد بموجبها اشكال الحياة المعروفة في العصر. ان من دواعي القلق ان تدخلات الانسان في الوقت الحاضر تحدث بمستويات غير مالوفة سابقا في تاريخ التطور البشري وهي تؤدي في عدد ن الحالات الى الاخلال بالتوازنات الطبيعية. ان ابسط تعريف للتلوث هو التدخل في نقاوة الماء والهواء والتربة ويسمى التدخل في نقاوة العناصر الثلاثة المذكورة أعلاه او أي تغير في خصائصها الأساسية (تلوثا) عندما يؤدي الى عدم نظافتها مسببا الأذى بدرجات متفاوتة اعتمادا على تركيز المادة الملوثة .

ينقسم التلوث الى :

- ١- تلوث الماء
- ٢- تلوث الهواء
- ٣- التلوث بالنفايات الصلبة

١-٥ ٢ - تلوث الهواء (١٦)

يعتبر تلوث الهواء من اكبر المشاكل التي تواجه الانسان حيث ان التلوث يؤدي الى الاخلال بتراكيز المواد المكونة للهواء وهي النيتروجين والاكسجين وبخار الماء.

ويمكن تعريف تلوث الهواء : هو الزيادة في تراكيز المواد الغريبة عن التكوين الأساسي للهواء والتي تؤثر على الناحية الصحية للفرد ويؤدي الى الاضرار بممتلكاته .

ان من الأسباب الرئيسية لتلوث الهواء هي :

- ١- العمليات الصناعية نظرا لما تطرحه من غازات مختلفة .
- ٢- وسائط النقل نظرا لما تطرحه من الغازات وخاصة الغازات الهيدروكربونية الغير مكتملة الاحتراق وأول أكسيد الكربون والنيتروجين .
- ٣- التلوث بسبب الاستهلاك البشري .
- ٤- التلوث باستخدام الفحم والمواد النفطية في محطات توليد الطاقة الكهربائية .

٣-١-٥ الغازات الملوثة للهواء

١-٣-١-٥ غاز اول أكسيد الكربون :

ان من المصادر المهمة لأول أكسيد الكربون هو عمليات الاحتراق الغير كامل للوقود . ان وحدة تجفيف الغاز الطبيعي هي وحدة كباقي الوحدات تستخدم وقود لعملية الاحتراق لذلك فان هذا الغاز (غاز اول أكسيد الكربون) ينتج نتيجة لهذا الاحتراق . ان غاز اول أكسيد الكربون غاز خطر جدا وخاصة عند وجود المعمل او المصنع بالقرب من الأماكن السكنية المزدهمة وان ما يزيد من خطورته هو ان هذا الغاز لا يمكن الإحساس به لا بالشم ولا بالطعم وليس له لون .

٢-٣-١-٥ اكاسيد النيتروجين :

تعتبر اكاسيد النيتروجين من الغازات الخطرة على الانسان والبيئة نظرا لما تحدثه من التخريب البيئي بسبب تأثيرها على الهواء والنبات والماء ومن ثم الانسان . اكاسيد النيتروجين ومنها غاز (NO_2) والذي يذوب في ماء المطر مما يؤدي الى توليد الامطار الحامضية .

ان الصفات العامة لبعض اكاسيد النيتروجين هي :

- ١- أكسيد النتروز (N_2O): غاز عديم اللون لا يساعد على الاشتعال وغير سام وله طعم حلو خفيف .
- ٢- أكسيد النترريك (NO): غاز عديم اللون لا يساعد على الاشتعال عديم الرائحة ولكنه سام .
- ٣- ثاني أكسيد النترريك (NO_2): غاز قهوائي محمر لا يساعد على الاشتعال له رائحة قوية خانقة وهو سام أيضا .

٤-١-٥ طرق السيطرة على التلوث

نظرا لبلوغ التلوث نسبته الخطيرة في الوقت الحاضر وأصبحت تشكل تهديدا على البيئة وتوازنها دفعت الحاجة الى إيجاد الطرق التي يمكن بواسطتها السيطرة على الملوثات والتي تطرح من خلال المصانع والمصافي والمنشآت الصناعية الأخرى . وهذه الطرق تختلف عن بعضها البعض وذلك حسب نوع الملوثات التي تطرح من مصادره الرئيسية ومن هذه الطرق :

- ١- الطريقة الكهربائية .
- ٢- المجمع السايكلوني .

٣- العمود ذو الحشوة .

٥ - ٢ اختيار موقع وحدة التجفيف

٥-٢-١ الاعتبارات العامة في اختيار موقع المصنع

ان الموقع المختار للمصنع الكيماوي يؤثر بصورة مباشرة على مدى نجاح او فشل العملية التصنيعية . فالمبدأ الأساسي هو ان يكون موقع المصنع بحيث تكون كلفة الإنتاج وتوزيع المنتج في الحد الأدنى وهذا لا يمكن ان يتحقق الا اذا تم اخذ مجموعة من العوامل المهمة بنظر الاعتبار اثناء عملية تصميم واختيار موقع المصنع .

ان اهم الاعتبارات الواجب اتباعها في اختيار موقع المصنع هي :

١- مصادر المواد الخام

٢- الأسواق المستهلكة

٣- مصادر الطاقة

٤- المناخ

٥- خدمات النقل

٦- الموارد المائية

٧- تصريف النفايات

٨- العمالة

٩- الاعتبارات المالية

١٠- الوقاية من الحرائق والفيضانات

١١- القرب من المراكز الصناعية

٥-٢-١-١ مصادر المواد الخام

ان تجهيز المواد الخام واحد من اهم العوامل التي تدخل في تحديد موقع المصنع خاصة عندما تكون الكميات المطلوبة كبيرة . ان قرب موقع المصنع من المواد الخام لا يسمح في تقليل نفقات النقل فقط وانما في تقليل راس المال المستثمر في خدمات الخزن أيضا .

٥-٢-١-٢ الأسواق المشتركة

ان قابلية إيصال المنتج النهائي الى المستهلك بسرعة وباقل كلفة ممكنة لا تقل أهمية عن قرب موقع الصنع من مصدر المواد الخام . لذا من الضروري ان تكون هنالك مقارنة بين القرب من مواد المصدر الخام وسهولة إيصال المنتج الى المستهلك . والاختيار سيعتمد على الكمية المطلوبة وكلفة نقل المواد الخام والمنتج . وعند اخذ التسويق للمنتج النهائي بنظر الاعتبار يجب ان يحسب حساب بيع وتوزيع النواتج العرضية وغالبا ما تكون عاملا في ربحية العمل .

٣-١-٢-٥ مصادر الطاقة

في معظم المصانع الكيماوية تكون الحاجة الى الوقود والطاقة كبيرة وعندما تكون كميات الفحم الحجري والنفط المطلوبة كبيرة فان الموقع قرب مصدر التجهيز يكون ضروريا ولذلك تكون العملية اقتصادية . وعندما تتوفر كميات كبيرة من الطاقة الكهربائية فانه يعتبر من العوامل المهمة جدا الواجب اخذها بنظر الاعتبار ، ومن الملاحظ انه في حالة الاحتياج الى كمية كبيرة من الطاقة فمن الأفضل ان يكون الموقع بالقرب من المولدات الكهربائية .

٤-١-٢-٥ المناخ

من الممكن ان يكون للمناخ تاثير كبير للعملية الاقتصادية . فعندما تكون الظروف المناخية قاسية فان كلفة الأبنية الواقية والخدمات الشخصية يجب ان تكون ضمن الكلفة الكلية . وفي الأجواء الحارة يكون عزل أبراج التبريد ، تكييف الهواء وربما معامل التجميد من الاعتبارات المهمة .

٥-١-٢-٥ خدمات النقل

ان اختيار وسائل النقل لكل من المواد الخام والمنتج النهائي تعتمد بدون شك على نوعية وكمية المواد المستخدمة اذا امكن توفير وسائل النقل الثلاث أي الطرق والسكك الحديدية والنقل البحري . ومن المهم ان يكون موقع المصنع بقرب اما محطة سكة حديد او ارصفت السفن .

٦-١-٢-٥ الموارد المائية

ان معظم العمليات الصناعية تتطلب كميات كبيرة من الماء ليس للعملية الصناعية فقط انما يستعمل أيضا لعمليات التبريد ، الغسل وعمليات توليد البخار .

ولجعل العملية اقتصادية فان موقع المعمل او المصنع بالقرب من نهر او بحيرة يعتبر مهما وضروريا .

٥-٢-١-٧ تصريف النفايات

ان تجهيز الماء مرتبط الى حد بعيد مع مشكلة تصريف النفايات سواء كانت صلبة ،سائلة او غازية حيث ان هنالك قيود صارمة حول مسالة التخلص من النفايات وانها تتغير بحسب موقع الوحدة الصناعية .

من الضروري دراسة مستوى القدرة على الاحتمال المسموح به للماء ، الأرض ، الهواء المنتشر في المواقع وفي عدة حالات يكون ناتج الاختبار كحد وسط .ان الكلفة الإضافية بسبب معاملة النواتج المنبعثة يجب ان توازن مع العوامل الأخرى الملائمة لاختيار الموقع .

٥-٢-١-٨ العمالة

بالرغم من الاتجاه السائد هو زيادة استعمال المعدات الاوتوماتيكية في المعمل الكيماوي بالإضافة الى ملاك المساعدين المهندسين الا انه هنالك عدة عمليات لا تزال تحتاج الى قوة عاملة كبيرة خاصة عند استعمال نظام المناوبة ومن المهم في اختيار موقع الوحدة الصناعية الاخذ بنظر الاعتبار معدل دفع الأجور السائد في المنطقة المحددة والصناعات المنافسة إضافة الى مهارة وذكاء العمال . في الناطق النائية يجب ان يحسب حساب توفير السكن وأسباب الراحة الاجتماعية للعمال .

٥-٢-١-٩ الاعتبارات المالية

عند محاولة انشاء صناعة متطورة في منطقة معينة يجب توفير الحوافز المالية اللازمة والتي يكون لها اثر كبير في اختيار موقع المصنع . كذلك من الضروري اخذ نظام الضرائب المعمول به بنظر الاعتبار . عند اختيار الموقع في منطقة اهلة يجب حساب التوسع المستقبلي له خاصة في المناطق الصناعية المزدهمة .

٥-٢-١-١٠ الوقاية من الحرائق والفيضانات

كما ذكرنا سابقا ، لغرض تجهيز كميات كبيرة من ماء التبريد للمصانع الكيماوية فان موقعها غالبا ما تكون قرب الأنهار والبحيرات .والحقيقة ان هذا الموقع يكون عرضة لخطر الفيضان لذا من الضروري معرفة الفيضان التاريخي الذي تعرضت له تلك المنطقة . ومن المهم توفير خدمات كافية للوقاية ن الحريق في المنطقة وكذلك معرفة تأثيره في المواقع المجاورة . ان الأرض وتضاريسها مع سعرها والابنية يجب ان تأخذ بنظر الاعتبار .

٥-٢-١-١١. القرب من المراكز الصناعية

ان موقع المصنع بالقرب من المراكز الصناعية المهمة يكون ذا فائدة من حيث الحصول على الاعداد الكبيرة من الايدي العاملة ووسائل النقل المختلفة . وربما توجد صناعات أخرى مجاورة تقدم عروضاً للمواد والخدمات وبأسعار منخفضة وهناك عدة حالات يكون فيها تجهيز المواد المصنعة مباشرة .

٥-٢-٢. اختيار موقع الوحدة الصناعية

لقد تم اختيار موقع وحدة تجفيف الغاز الطبيعي في محافظة كركوك وذلك للأسباب التالية :

- ١- توفر المادة الأولية (الخام) : حيث تمتاز هذه المنطقة بكثرة حقول النفط الضخمة والتي يمكن الحصول منها على الغاز الطبيعي المرافق .
- ٢- وفرة الايدي العاملة الرخيصة .
- ٣- توفر مصادر الطاقة : حيث يتم استخدام الطاقة الكهربائية التي يتم الحصول عيها من شركة نط الشمال .
- ٤- النقل والمواصلات : يمتاز موقع المصنع بارتباطه بخطوط نقل جيدة تساعد على نقل المنتج الى الأسواق المحلية او عن طريق السكك الحديدية التي يتم من خلالها نقله الى الأماكن البعيدة كالاسواق العربية والاوربية .
- ٥- توفر المساحات والأراضي الشاغرة التي تسمح بتشبيد المصنع إضافة الى كون ان هذه الأراضي تبعد بمساحات كافية عن المناطق السكنية .
- ٦- وفرة الماء اللازم للعملية الصناعية .
- ٧- الظروف المناخية الجيدة .
- ٨- توفر الأسواق المستهلكة محليا : حيث تتعدد استخدامات الغاز الطبيعي بدء من استخدامه كغاز للطهي الى استخداماته الصناعية المتعددة .

٥ - ٣ السلامة الصناعية (17)

١-٣-٥ المقدمة

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

٢-٣-٥ أهداف السلامة الصناعية:

- ١ . حماية العاملين من مخاطر العمل.
- ٢ . حماية الأجهزة والمعدات.
- ٣ . حماية مواد الإنتاج.

٣-٣-٥ أسس السلامة الصناعية:

- ١ . ضوابط الدخول والخروج من والى المنشأة الصناعية.
- ٢ . منع التدخين في المناطق الصناعية.
- ٣ . الإبلاغ الفوري عن الحوادث والأصابات والحرائق.
- ٤ . إزالة أو دفن الفضلات النفطية.
- ٥ . إزالة الحشائش اليابسة.
- ٦ . توفير معدات السلامة الصناعية.

٤-٣-٥ ضوابط السلامة الصناعية:

- ١ . تسييج الوحدات الصناعية وعزل المخازن والورش والمكاتب عن الوحدات التشغيلية.
 - ٢ . وضع عدد من مخارج الطوارئ ، ويفضّل مخرج واحد (على الأقل) لكل جانب.
 - ٣ . توفير حواجز لجميع الأجزاء الدوارة.
 - ٤ . توفير الأغطية والمساند الحديدية لحفر مجمع الصمامات وتوزيع الأنابيب.
 - ٥ . وضع مساند حديدية للممرات الموجودة على ارتفاعات عالية.
 - ٦ . وضع ممرات نظامية فوق أبراج النزع.
 - ٧ . تحديد حدود سلامة التشغيل لحالات الطوارئ.
 - ٨ . توفير منظومات التحسس للغازات السامة والغازات الملتهبة.
- ٥- ٣- ٥ واجبات موظفي السلامة :**

- ١ . القيام بجولات تفتيشية لكشف الحالات غير السليمة ومعالجتها.
- ٢ . إعطاء تصاريح العمل الحارة والباردة.
- ٣ . توفير أجهزة السلامة وفحصها باستمرار .
- ٤ . تدريب العاملين على استعمال أجهزة السلامة.
- ٥ . قياس تراكيز الغازات الخطرة باستمرار في المنشأة الصناعية.
- ٦ . إصدار تعليمات وأنظمة السلامة.
- ٧ . وضع هواتف الطوارئ في أماكن بارزة.
- ٨ . وضع علامات التحذير الخاصة بالأشخاص والمعدات.

٥-٣-٦ الحوادث الصناعية ونتائجها:

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

- ١ . الحرائق.

٢ . الانفجارات .

٣ . عطل الأجهزة .

٤ . الحوادث الشخصية .

٥ . الأمراض المهنية .

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

١ . تلف وعطل المعدات والأجهزة .

٢ . تلف في المواد المنتجة والمواد الأولية .

٣ . إضاعة ساعات العمل .

٤ . تكاليف التأمين والتعويض .

٥-٣-٧ 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

٨-٣-٥ شروط السلامة والصحة المهنية الواجب توافرها لوقاية العاملين من مخاطر المواد

الكيميائية:

١- 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

٢- 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 .

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

٤- 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 لملامسة 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 ترسبها حتى لا تتصاعد إلى الهواء مرة أخرى ويستنشقها العمال إذا استخدمت طريق الكنس العادية .
- ٥- 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 .
- ٦- يجب توفير معدات الوقاية الشخصية للعاملين والتي تتناسب مع طبيعة العمل الذي يقوموا به وان تكون مطابقة للمواصفات الفنية التعرض.
- ٧- 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) .
- ٨- 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 .

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

١١- توفير التهوية الملائمة داخل المخازن .

١٢- عند انسكاب أية مواد ملتهبة على ملابسك أو اي 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 .

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

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

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

١٦- توفير وسائل مكافحة الأولية للحريق والتدرب على كيفية استعمالها من احتياطات السلامة الواجبة الإتباع .

١٧- يجب عدم استخدام حواس اللمس أو الشم أو التدوق في التعرف على المواد الكيماوية.

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

٦-١ حساب الكلفة الثابتة

Purchased cost of the major equipment items:

1-Absorption Column

Material factor =1

Pressure factor =2.2

Cost from **fig. (6 -2)** = 3,700£

Cost of vessel = 3,700*1*2.2 = 8,140£

Cost of plate from **fig.(6 - 4)** =135£

Material factor for plate =1.7

Cost of plate =6*135*1.7 =1,380£

Total cost=8,140+1,380=9,520£ =13784.92\$ in 2004

Cost in **2016** = Cost in **2004** * $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004** =480

Cost index in **2016** =1,081

Cost in **2016** =13,784.92 * $\frac{1,081}{480}$

Cost in **2016** =31,044.78858\$

Cost in **2016** = 31,044.78858*1,290=40,047,777.27 ID

2- Stripper Column

Material factor =3.7

Pressure factor =1

Cost from fig. (6 -2)=4,800£

Column cost=4,800*1*3.7=17,760£

Cost of plate from **fig.(6 - 4)** =150£

Material factor for plate =1.7

Total Cost of plate = 6*150*1.7=1,530£

Total cost=17,760 + 1,530 = 19,290£ = 27,931.84\$ in **2004**

Cost in **2016** = Cost in **2004** * $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004** = 480

Cost index in **2016** =1,081

Cost in **2016** = 27,931.84 * $\frac{1,081}{480}$

Cost in **2016** = 62,904.83133\$

Cost in **2016** = 62,904.83133*1,290=81,147,232.42 ID

3-Boiler

Fixed tube sheet , area 20 m² , carbon steel shell and stainless steel tube,
operation pressure =1 atm

Type factor = 0.8

Pressure factor =1

Cost from **fig. (6 -1)** = 5,800£

Purchased cost= 5,800*1*0.8=4,640£= 6,718.70\$ in 2004

Cost in **2016** = Cost in **2004** * $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004** = 480

Cost index in **2016** = 1,081

Cost in **2016** = $6,718.70 * \frac{1,081}{480} = 15,131.07229\$$

Cost in **2016** = $15,131.07229 * 1,290 = 19,519,083.26$ ID

4-Cooler

Fixed tube sheet , area 10 m² , carbon steel shell and tube, operation pressure=1 bar

Type factor=0.8

Pressure factor=1

Cost from **fig. (6 -1)** = 2,100£

Purchased cost= $2,100 * 1 * 0.8 = 1,670£ = 2,418.15\$$

Cost in **2016** = Cost in **2004** * $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004** = 480

Cost index in **2016** = 1,081

Cost in **2016** = $2,418.15 * \frac{1081}{480}$

Cost in **2016** = 5,445.875313\$

Cost in **2016** = $5,445.875313 * 1290 = 7,025,179.153$ ID

For two cooler

Total cost = $2 * 7025179.153 = 14,050,358.31$ ID

5-Condenser

Fixed tube sheet , area 25 m² , carbon steel shell and tube, operation pressure =1 bar

Type factor = 0.8

Pressure factor =1

Cost from **fig. (6 -1)** =2,900£

Purchased cost= 2,900*1*0.8=2,320£=3,359.35\$

Cost in **2016** = Cost in **2004** * $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004**=480

Cost index in **2016** =1,081

Cost in **2016** = 3,359.35 * $\frac{1081}{480}$ =7565.536146\$

Cost in 2016=7,565.536146 *1,290 = 9,759,541.628 ID

For two condenser

Total cost =2*9,759,541.628 =19,519,083.26ID

6-Heat Exchanger

Fixed head , area 115 m² , carbon steel shell cupro-nickel tube, operation pressure=1 bar

Type factor =1

Pressure factor =1

Cost from **fig. (6 -1)** =12,000£

Cost of exchanger = 12,000*1*1=12,000£

Cost of exchanger =17,375.95\$

$$\text{Cost in 2016} = (\text{Cost in 2004}) * \frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$$

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

$$\text{Cost index in 2016} = 1,081$$

$$\text{Cost in 2016} = 17,375.95 * \frac{1,081}{480} = 39,132.0874\$$$

$$\text{Cost in 2016} = 39,132.0874 * 1,290 = 50,480,392.74 \text{ ID}$$

For two exchanger

$$\text{Total cost} = 2 * 50,480,392.74 = 100,960,785.5 \text{ ID}$$

7-Heater

Fixed tube sheet , area 80 m² , carbon steel shell and brass tube, operation pressure =1 bar

$$\text{Type factor} = 0.8$$

$$\text{Pressure factor} = 1$$

$$\text{Cost from fig. (6 -1)} = 9,000\text{£}$$

$$\text{Purchased cost} = 9,000 * 1 * 0.8 = 7,200\text{£} = 10,425.57\$$$

$$\text{Cost in 2016} = \text{Cost in 2004} * \frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$$

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

$$\text{Cost index in 2016} = 1,081$$

$$\text{Cost in 2016} = 10,425.57 * \frac{1,081}{480} = 23,479.25244\$$$

$$\text{Cost in 2016} = 23,479.25244 * 1,290 = 30,288,235.64 \text{ ID}$$

8-Vertical pressure vessel

Material factor =1

Pressure factor =1

Cost from **fig. (6 -2)** =2,000£

Purchased cost= 2,000*1*1=2,000£ in **2004**

Purchased cost = 2,895.99\$

Cost in **2016** = (Cost in **2004**) * $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004** = 480

Cost index in **2016** =1,081

Cost in **2016** = 2,895.99 * $\frac{1,081}{480}$ = 6,522.010813\$

Cost in **2016** = 6522.010813*1290=8,413,393.948 ID

9-Horizontal pressure vessel

Pressure factor =1

Cost from **fig. (6 -3)** =1,700£

Purchased cost = 1,700*1*1=1,700£

For two vessel

Total cost=2*1,700=3,400£ =4,923.19\$

Cost in **2016** = Cost in **2004** * $\frac{\text{cost index in 2016}}{\text{cost index in 2004}}$

Cost index in **2004**=480

Cost index in **2016**=1,081

$$\text{Cost in 2016} = 4923.19 * \frac{1,081}{480} = 11,087.43415\$$$

$$\text{Cost in 2016} = 11,087.43415 * 1,290 = 14,302,790.05 \text{ ID}$$

10-Centrifugal pump

$$C_e = C_s^n$$

C_e = Purchased equipment cost, £

C = Cost constant

$$C = 400\text{£}^{(8)} = 579.20\$$$

S = Characteristic size parameter in the unit , KW

$$S = 2 \text{ KW}$$

$$n = 0.5^{(8)}$$

$$C_e = 579.20 * 2^{0.5} = 819.1125\$$$

$$C_e = 819.1125 * 1,290 = 1,056,655.125 \text{ ID}$$

11-Filter

$$S = 5\text{m}^2$$

$$n = 0.6^{(8)}$$

$$C = 1,000\text{£}^{(8)} = 1,448\$$$

$$C_e = 1,448 * 5^{0.6} = 3,803.2\$$$

$$C_e = 3,803.2 * 1290 = 4,906,128 \text{ ID}$$

Total purchased cost of major equipment items (PCE)

Absorption Column 40,047,777.27 ID

Stripper Column	81,147,232.42 ID
Boiler	19,519,083.26 ID
Cooler	14,050,358.31 ID
Condenser	19,519,083.26ID
Heat Exchanger	100,960,785.5 ID
Heater	30,288,235.64 ID
Vertical pressure vessel	8,413,393.948 ID
Horizontal pressure vessel	14,302,790.05 ID
Centrifugal pump	1,056,655.125 ID
Filter	4,906,128 ID
<hr/>	
Total	334,211,522.8ID

Estimation of Fixed capital cost is:

f_1	Equipment erection	0.4
f_2	Piping	0.7
f_3	Instrumentation	0.2
f_4	Electrical	0.1
f_5	Buildings, process	non required
* f_6	Utilities	0.5
* f_7	Storages	0.15

*f ₈	Site development	0.05
*f ₉	Ancillary buildings	0.15
F ₁₀	Design and Engineering	0.3
f ₁₁	Contractor's fee	0.05
f ₁₂	Contingency	0.1

Total physical plant cost = PPC

$$PPC = PCE (1 + f_1 + f_2 + \dots + f_9)^{(8)}$$

$$PPC = 334,211,522.8 * (1 + 2.25)$$

$$PPC = 1,086,187,449 \text{ ID}$$

$$\text{Fixed capital cost} = PPC (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12})^{(8)}$$

$$= 1,086,187,449 * (1 + 0.45)$$

$$= 1,574,971,801 \text{ ID}$$

Working capital , allow 5 percent of Fixed

$$\text{capital} = 0.05 * 1,574,971,801 = 78,748,590.06 \text{ ID}$$

$$\text{Total investment required for project} = 1,574,971,801 + 78,748,590.06$$

$$= 1,653,720,391 \text{ ID}$$

٦ - ٢ حسابات الكلفة التشغيلية السنوية

٦ - ٢ - ١ الكلفة التشغيلية المتغيرة

1-Raw material

TEG loss is 0.04 gal/MMSCF of N.G ⁽⁷⁾

Volumetric flow rate of N.G is $\frac{202,271 \text{ Kg/hr}}{51.8172 \text{ Kg/hr}} * 24 \text{ hr/day} = 93,685 \text{ m}^3/\text{day}$
3,305,914 ft³/day

Operating time = $365 * \frac{95}{100} = 345 \text{ day / year} = 8,280 \text{ hr/year}$

TEG price 2,000 £/ton = 2£/kg ⁽¹¹⁾ = 2.9\$/ kg = 2500 ID / kg

TEG loss = $0.04 * 10^{-6} \text{ gal TEG/ft}^3 \text{ N.G} * 3,305,914 \text{ ft}^3 \text{ N.G/day}$

*4.5 kg TEG/ gal TEG = 0.595 kg TEG/day

Raw material solvent make-up = $0.595 * 345 * 2500 = 513,187.5 \text{ ID}$

2-Miscellaneous material , 10 percent of maintance cost
= $0.1 * 78,748,590.06 = 7,874,859.006 \text{ ID}$

3-Utilites , Costs is:

Steam , at $6.2 * 10^{-4} \text{ £/kg} = 8.99 * 10^{-4} \text{ \$ / kg} = 0.899 \text{ ID / kg}$

= $8,286 \text{ kg / hr} * 8,280 \text{ hr / year} * 0.899 \text{ ID / kg} = 61.6787 \text{ ID}$

Cooling water at $2.8 * 10^{-2} \text{ £ / kwh} = 0.0406 \text{ \$ / kwh} = 40.6 \text{ ID / kwh}$

= $100 * 345 * 40.6 = 1,400,700 \text{ ID}$

Total utilities cost = 1,400,761.679 ID

4-Shipping and packaging ,1% of capital cost

= $0.01 * 1574971801 = 15749718.01 \text{ ID}$

Total variable cost = $513,187.5 + 61.6787 + 1,400,761.679$

+ $15,749,718.01 \text{ ID} = 17,663,728.87 \text{ ID}$

٦-٢-٢ الكلفة التشغيلية السنوية (8)

1-Maintenance , take as 5 percent of Fixed capital= $0.05*1,574,971,801=78,748,590.05$ ID

2-Operating labour , allow three man per shift , 12men needed ,say 6,000£ per day= $8,700\$$ per day = $8,700,000$ ID per day
 $=8,700,000*12=104,400,000$ ID

3-Plant overheads ,take as 50% of operating labour
 $=0.5*104,400,000=52,200,000$ ID

4-Capital charges 15 percent of Fixed capital
 $=0.15*1,574,971,801=236,245,770.2$ ID

5-Insurance ,1% of Fixed capital= $0.01*1,574,971,801=15,749,718.01$ ID

6-Royalties ,2% Fixed capital= $0.02*1,574,971,801=31,499,436.02$ ID

7-Supervision ,30% of operating labour= $0.3*8,700,000=2,610,000$ ID

Total Fixed operating cost= 521,453,514.3 ID

٦-٢-٣ كلف اضافية (8)

1-Sale expense ,3% of Fixed capital= $0.03*1,574,971,801$
 $= 47,249,154.03$ ID

2- General overheads ,1% of Fixed capital= $0.01*1,574,971,801$
 $= 15,749,718.01$ ID

3-Research and development ,2% Fixed capital = $0.02 *$
 $1,574,971,801 = 31,499,436.02$ ID

Total additional cost = 94,498,308.06 ID

٦ - ٢ - ٤ الكلفة التشغيلية السنوية

$$\begin{aligned} \text{Annual operating cost} &= \text{Fixed operating cost} + \text{variable operating} \\ &\text{cost} + \text{additional cost} \\ &= 94,498,308.06 + 521,453,514.3 \quad 17,663,728.87 \\ &= 633,615,551.2 \text{ ID} \\ &= 532,237.063 \$ \end{aligned}$$

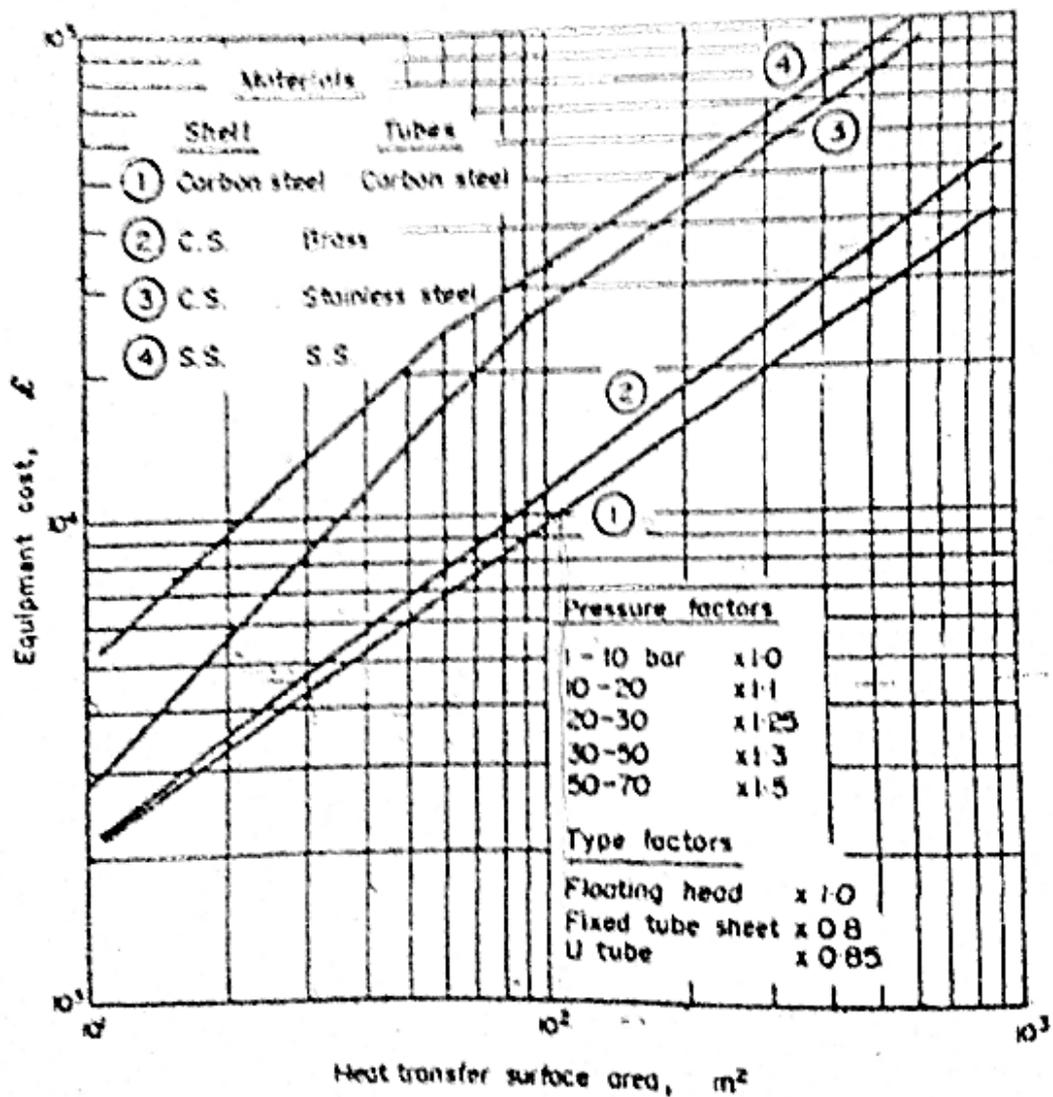


Fig . (6 -1) shell and tube heat exchanger ⁽⁸⁾

Purchased cost = cost from fig . * Type factor * press . factor

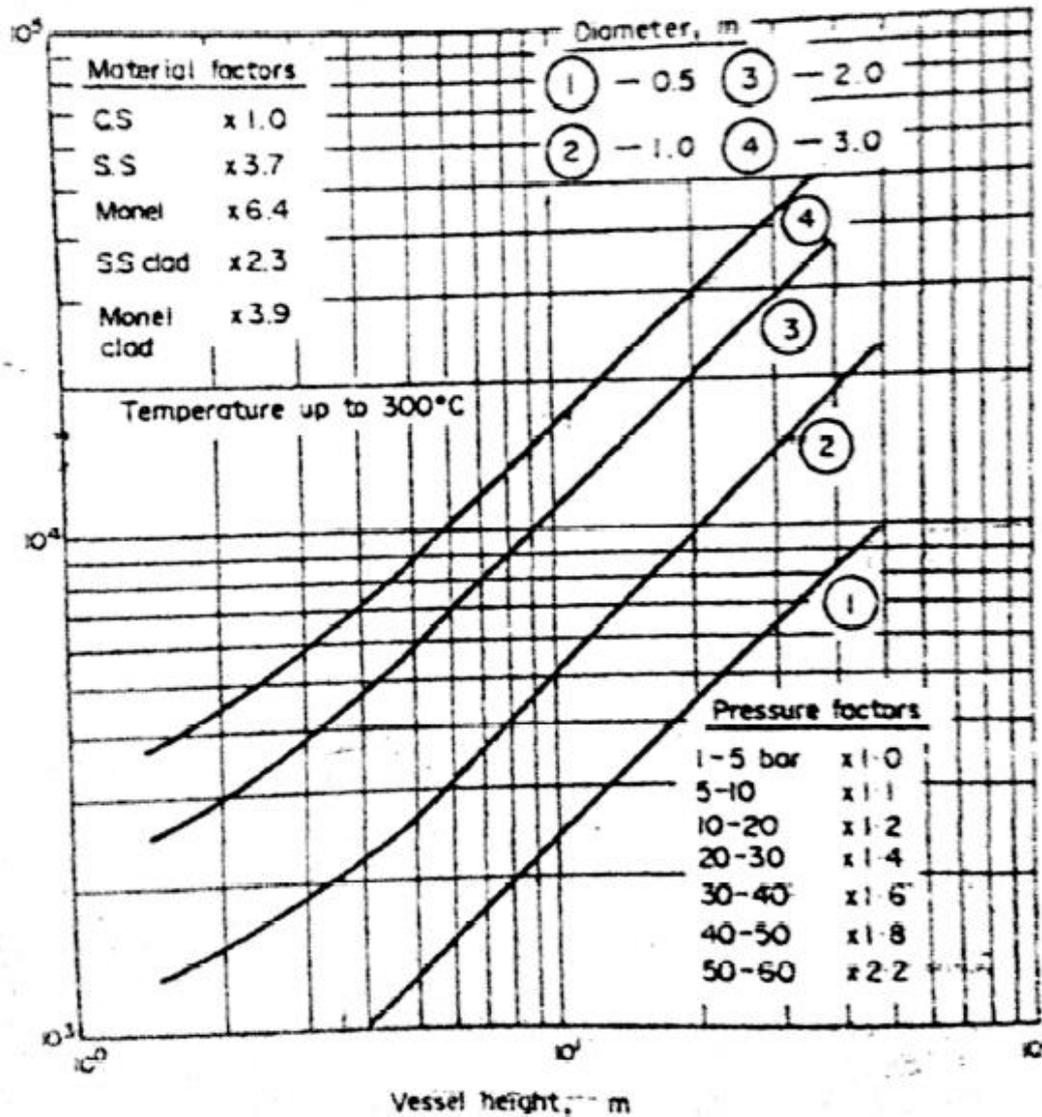


Fig. (6 - 2) : vertical pressure vessel ⁽⁸⁾

Purchased cost = cost from fig . * Material factor * press . factor

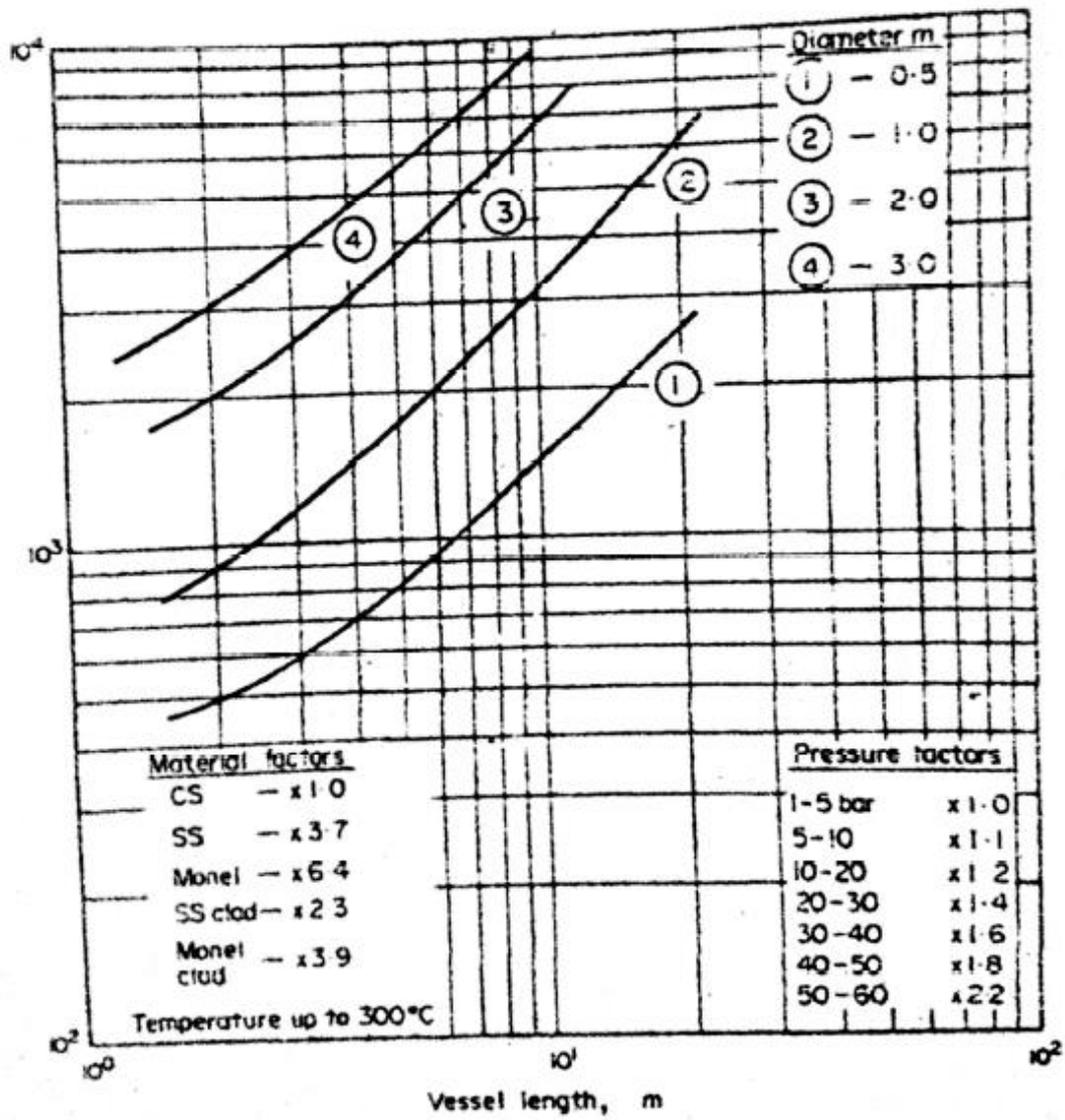


Fig. (6 - 3) : Horizontal Pressure vessel ⁽⁸⁾

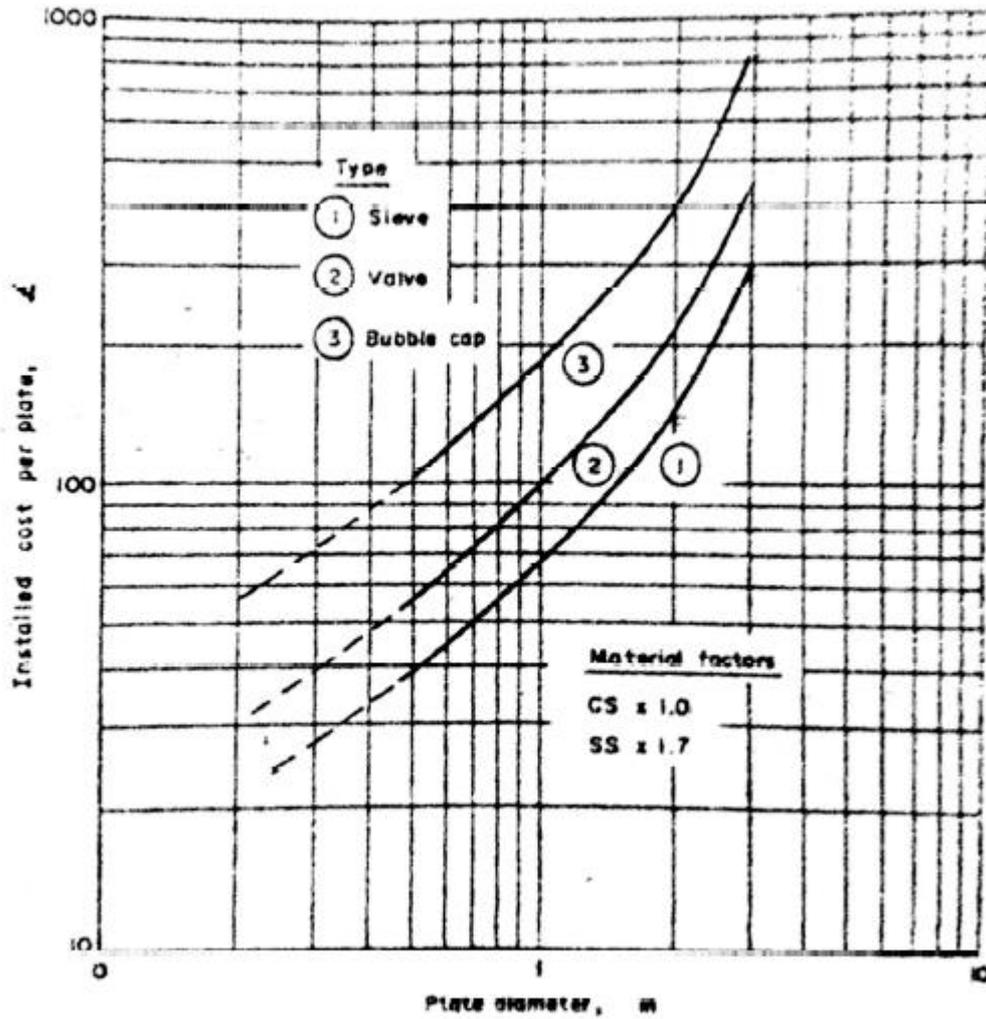


Fig.(6-4) :Column Cost ⁽⁸⁾

Installed Cost = Cost from figure * Materials factor

ملحق - ٢ -

المصادر:

- 1- الغاز الطبيعي – تأليف خالد جبر محمد يوسف .
- 2- "Natural gas Engineering "
- 3- "Fundamentals of Natural Gas "
- 4- "Natural Gas Production Engineering Dr. Adel Salem "
- 5- " Gas Dehydration Using Glycol . Manning & Thompson . LSU "
- 6- " Gas Plant part .1 / ENI Corporate University "
- 7- " Cambel , Gas Conditioning and Processing Vol. 2 Oklaham U.S.A "
- 8- "Coulsun and Richardson (Chemical engineering) Vol.6 ,3rd edition ,1985".
- 9 - محاضرات انتقال المادة، أ. د . احمد دحام الكبيسي ، جامعة ديالى –كلية الهندسة ، قسم الهندسة الكيميائية (٢٠١٤-٢٠١٥)
- 10- دكتور هواري المعمرى- الإدارة العامة لشؤون الغاز
- 11- Internet , [http . // www. Natural gas . org](http://www.Naturalgas.org)
- 12- تصميم الوحدات الصناعية، بكهرست و هادكر ، ترجمة د. ممتاز عبد الاحد زبلوب ، ١٩٩١
- 13- " J . P . Holman , Heat transfer , 4 th edition "
- 14- د. وليد العاني ، السيطرة والقياسات ، طبعة ثانية ، ١٩٨٥ .
- 15- محاضرات السيطرة والقياس ، الست هدى ، كلية الهندسة ، جامعة ديالى ، قسم الهندسة الكيميائي (٢٠١٥ – ٢٠١٦)
- 16- تلوث البيئة والسيطرة عليها ، د . باسل عبد الجبار الطبعة الاولى ، ١٩٨٠ .
- 17- موقع النفط و الغاز الطبيعي

١٤٣٧ھ - ٢٠١٦م